

PRAKTIKUM MATA KULIAH PAKEJEN ASA
MATA KULIAH MANAJEMEN BIDANG MANAJEMEN

Melakukan praktikum mengenai cara kerja alat-alat yang digunakan dalam praktikum
dan memahami konsep-konsep yang berkaitan dengan praktikum tersebut.



WISATA KEBUNYAHAN DAN
YARUJATI
MATERI ASAS MANAJEMEN
2002

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM PROPANOAT MELALUI PROSES OKSIDASI PROPILENE

*Skripsi Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana
Pada Fakultas Teknik Jurusan Teknik Industri*



Oleh :

Grace Hilda Sipa	STB 4597 044 007
Rusmiani	STB 4597 044 011
Milka Lisawaty K.	STB 4597 044 016

**JURUSAN TEKNIK INDUSTRI
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS " 45 " MAKASSAR
2002**

HALAMAN PENGESAHAN

Berdasarkan Surat Keputusan Rektor Universitas "45" Makassar, Nomor : 247/01/U-45/V/2002, tanggal 24 Mei 2002 tentang Panitia dan Tim Penguji Tugas Akhir, maka :

Pada Hari/Tanggal : Jum'at, 24 Mei 2002
Skripsi atas nama : 1. GRACE HILDA SIPA / 4597044007
2. RUSMIANI / 4597044011
3. MILKA LISAWATY. K / 4597044016
Judul Skripsi : *Pra Rancangan Pabrik Asam Propanoat melalui Proses Oksidasi Propilene.*

Telah diterima dan disahkan oleh Panitia dan Penguji Tugas Akhir Sarjana Negara Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar.
Setelah dipertahankan didepan Penguji Skripsi Sarjana Negara jenjang Strata Satu (S-1) pada Teknik Industri (Program Studi Teknik Kimia) Universitas "45" Makassar.

PENGAWAS UMUM

1. DR. ANDI JAYA SOSE, SE, MBA

TIM PENGUJI

Ketua : Ir. BAMBANG LUKHITOPUTRO, MS
Sekretaris : Ir. Hj. MAHYATI, MSi
Anggota : 1. Ir. ABDUL HAYAT KASIM, MS
2. Ir. ZULMAN WARDI, MS
3. Ir. AL GAZALI
Ex Officio : 1. DR. Ir. PRASTAWA BUDI, MS
2. Ir. MANDASINI
3. Ir. RIDWAN

Disahkan
Dekan Fakultas Teknik
Universitas "45" Makassar

Ir. MURSIHAL MANAF, MSP

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Ir. A. ZULFIKAR SYAIFUL

PENGESAHAN TUGAS AKHIR

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM PROPANOAT
MELALUI OKSIDASI PROPILENE
KAPASITAS : 18.500 TON/TAHUN**

OLEH:

GRACE HILDA. S	4597044007
RUSMIANI	4597044011
MILKA LISAWATY	4597044016

Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar sarjana Teknik Industri (Program Studi Teknik Kimia) Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar

Tim Penguji

Ketua Sidang : DR. Ir. Prastawa Budi, MS

Sekretaris : Ir. Ridwan

Anggota : Ir. Bambang Lukhitoputro, MT

Ir. Zulmanwardi, MT

Ir. Al Gazali

Pembimbing I

(DR. Ir. Prastawa Budi, MS)

Pembimbing II

(Ir. Mandasini)

Pembimbing III

(Ir. Ridwan)

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Industri
(Program Studi Teknik Kimia)

(Ir. A. Zulfikar Syaiful)

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya. sehingga selesainya tugas akhir ini dengan judul “ PRA RANCANGAN PABRIK ASAM PROPANOAT MELALUI OKSIDASI PROPILENE “.

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan bagi setiap mahasiswa dalam menempuh jenjang pendidikan strata satu (S1) Jurusan Teknik Industri pada Fakultas Teknik Universitas “45” Makassar.

Kami menyadari bahwa dalam pembuatan laporan ini terdapat kekurangan – kekurangan dan kesalahan - kesalahan yang luput dari perhatian kami. Oleh sebab itu kritik dan saran dari pembaca sangat kami harapkan untuk penyempurnaan laporan ini.

Pada kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Dr. Ir. Prastawa Budi, MSc ; selaku pembimbing pertama dalam penyusunan tugas akhir ini.
2. Bapak Ir. Mandasini ; selaku pembimbing kedua dalam penyusunan tugas akhir ini.
3. Bapak Ir. Ridwan ; selaku pembimbing ketiga dalam penyusunan tugas akhir ini.
4. Bapak Ir. Murshal Manaf, MSP ; selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas “45” Makassar.
5. Bapak Ir. A. Zulfikar Syaiful ; selaku Ketua Jurusan Teknik Industri Fakultas Teknik Universitas “45” Makassar.
6. Seluruh staf pengajar yang telah membekali ilmu pengetahuan kepada kami selama menuntut ilmu di Jurusan Teknik Industri Universitas “45” Makassar.

7. Kedua Orang Tua tercinta yang telah memberikan dorongan dan bantuan selama di bangku kuliah sampai pada penyusunan tugas akhir ini.

Akhir kata, semoga laporan akhir ini dapat bermanfaat bagi kita semua, Amin.

Makassar,

April 2002

Penyusun



DAFTAR ISI

	Halaman
HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	iv
INTISARI	v
BAB I PEMBAHASAN UMUM	I - 1
BAB II TINJAUAN DAN URAIAN PROSES	II - 1
BAB III NERACA MASSA	III - 1
BAB IV NERACA PANAS	IV - 1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V - 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI - 1
BAB VII UTILITAS	VII - 1
BAB VIII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VIII - 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX - 1
BAB X ORGANISASI PERUSAHAAN	X - 1
BAB XI ANALISA EKONOMI	XI - 1
BAB XII KESIMPULAN	XII - 1
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	
Lampiran A	Lamp. A - 1
Lampiran B	Lamp. B - 1
Lampiran C	Lamp. C - 1
Lampiran D	Lamp. D - 1

INTISARI

Asam propanoat ($C_3H_4O_2$) dibuat dengan mengoksidasi gas *propilena* (C_3H_6). Reaksi berlangsung di dalam *fixed bed reactor* pada suhu $280^\circ C$ dan tekanan 1,5 atm. Reaksi bersifat eksotermis dan sebagai pendingin digunakan air.

Kapasitas produksi *asam propanoat* dirancang 18.500 ton/tahun, membutuhkan bahan baku propilena 99 % sebesar 15.494 ton/tahun dan udara sebagai pengoksidasi sebanyak 91.991,5 ton/tahun. Utilitas berupa air sebesar $204m^3/jam$, listrik 143 kWh, uap jenuh 345060 ton/jam dan bahan bakar jenis *diesel oil* sebesar 9.669.000 liter/tahun. Pabrik direncanakan didirikan di Bontang Kalimantan Timur dengan luas tanah $6.181 m^2$. Bentuk perusahaan adalah *Perseroan Terbatas* (PT) dengan sistem garis dan staf, membutuhkan tenaga kerja sebanyak 150 orang.

Berdasarkan perhitungan evaluasi untuk pendirian pabrik asam propanoat dibutuhkan modal tetap sebesar Rp. 272,62 miliar, *manufacturing cost* Rp. 241,90 miliar dan pengeluaran umum Rp. 80,63 miliar. Harga jual produksi sebesar Rp. 420,87 miliar pertahun, dengan keuntungan sebelum dan sesudah pajak berturut-turut Rp. 98,34 miliar pertahun dan Rp. 63,92 miliar pertahun.

Profitabilitas meliputi *Rate of Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut sebesar 36,07 % dan 23,45 % , *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak 2,1 tahun dan 2,9 tahun dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 45,54 % dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 24,40 %. Berdasarkan pertimbangan teknik dan hasil perhitungan analisis ekonomi di atas, maka Pra rancangan pabrik asam propanoat kapasitas 18.500 ton/tahun dapat dilanjutkan ke proses perencanaan lebih rinci.



I. Pembahasan Umum

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1 Latar Belakang

Seperti telah diketahui, bahwa asam propanoat banyak digunakan dalam industri-industri kimia, seperti industri tekstil, industri cat, industri *coating*, industri perekat, barang plastik dan sebagainya. Namun hingga saat ini asam propanoat yang digunakan, berdasarkan data dari Biro Pusat Statistik adalah diimpor dari luar negeri yaitu dari negara ; Jepang, Taiwan, Singapura, United Kingdom, Perancis, Jerman dan lain-lain.

Sehubungan dengan hal tersebut sangat tepatlah bila pemerintah mengambil kebijaksanaan yang pada hakekatnya bertujuan mengurangi ketergantungan terhadap negara lain dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri, yakni dengan membangun industri- industri yang dapat mengganti peranan bahan impor.

Faktor bahan baku (misalnya : letak sumber bahan baku, kapasitas sumber bahan baku, cara memperoleh dan membawanya ke pabrik dan kualitas bahan baku yang tersedia) mendukung pendirian pabrik asam propanoat ini. Karena bahan baku yang digunakan yaitu propilena yang banyak dihasilkan di Indonesia seperti di daerah Sumatera dan Kalimantan Timur. Disamping itu pabrik asam propanoat yang rencananya akan didirikan di daerah Bontang, Kalimantan Timur daerah tersebut memenuhi syarat-syarat untuk pendirian pabrik, seperti keadaan iklim, utilitas dan

sebagainya. Selain itu syarat transportasi yang memadai karena mempunyai pelabuhan sendiri, sehingga memudahkan dalam pemasaran produk.

Dengan adanya beberapa alasan yang mendukung, dapat diharapkan pendirian pabrik asam propoat dapat terlaksana dan mempunyai prospek yang cukup baik di Indonesia.

1.2 Perkembangan Industri Asam Propanoat

Pembentukan asam propoat pertama kali ditemukan pada tahun 1847 melalui proses oksidasi *acrolein*.

Sebelumnya diproses dengan berbagai macam cara, sesudah pertengahan abad yang lalu cara ini yang sering digunakan yaitu dengan menggunakan *acrolein* melalui proses oksidasi propena. Dan cara terakhir ini semakin menunjukkan perkembangan yang cukup pesat. Proses polimerisasi dari ester propoat baru diketemukan setelah abad 19. sekitar tahun, 1930 semua kesulitan teknis dari pembuatan asam propoat dan polimerisasinya bisa diatasi.

Jumlah pemakai *acrylates* terus bertambah antara 10 % hingga 20 % pertahunnya dan terus menunjukkan perkembangan yang makin baik. Produksi *acrylates* terus berkembang, terutama di negara-negara Amerika, Eropa dan Jepang.

1.3 Penggunaan Asam Propanoat

Produksi asam propanoat menunjukkan kenaikan yang sangat besar diperkirakan sekitar 20 % per tahunnya. Penggunaan terbesar *asam propanoat*

sebagai coating (pelapis), seringkali dipakai dalam industri cat baik untuk interior maupun eksterior, industri perekat, dan sebagai pengkilap lantai.

Tabel 1 – 1. Impor Asam Propanoat (kg/tahun)

No	Negara Asal	1997	1998	1999	2000
1.	Jepang	-	6221165	7488216	7001499
2.	Hongkong	-	203	14800	-
3.	Taiwan	1010516	824650	782010	1416675
4.	Singapura	261503	621507	293665	1240
5.	Malaysia	-	74000	150	-
6.	U. S. A	209951	746541	879573	2360318
7.	United kingdom	1280	34309	39949	-
8.	Belanda	-	-	7173	172180
9.	Perancis	840136	1116362	1244297	1982289
10.	Jerman	35000	331000	304731	1587380
11.	Austria	-	-	208976	-
12.	Belgia	-	9	400	39160
13.	Spanyol	-	-	285	-
14.	Polandia	-	-	102000	-
15.	China	320	521428	-	180
16.	Switzerland	30	-	-	400
17.	Norwegia	-	-	-	20040
18.	Rumania	-	-	-	78540
19.	Korea	-	36900	71025	1223987
20.	Thailand & Philipina	-	117707	-	-
21.	Italia	80	-	-	-
Total		8033210	10646781	11437250	15883883

Sumber : Biro Pusat Statistik Makassar, 2000

Penggunaan terbesar kedua yaitu sebanyak 25 % dari keseluruhan jumlah produksi asam propanoat adalah untuk industri tekstil. Asam propanoat biasanya dalam industri tekstil ini digunakan sebagai *adhesive, back coating, fabric finishes*, pengikat pigmen, penghilang kotoran dan pengental. Polimer asam propanoat

digunakan dalam industri pelapisan kertas atau dalam bubur kertas sebagai aditif untuk memperbaiki kekuatan peregangan dan kelenturan kertas. Industri lainnya yang menggunakannya adalah industri kulit, keramik dan semen.

Keuntungan lain dari asam propanoat adalah jika proses pembuatan asam propanoat ini dilanjutkan dengan proses esterifikasi yang akan menghasilkan ester *acrylic* seperti metil *acrylates*, butil *acrylates* dan 2-ethylheksil *acrylates* yang biasanya digunakan dalam industri *coating* dari radiasi atau pemancaran dalam industri tinta.

Melihat banyaknya kegunaan asam propanoat maka permintaan produk dari tahun ke tahun terus menunjukkan peningkatan yang sangat pesat. Data konsumsi asam propanoat di Indonesia dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 1 – 2 Penggunaan dalam Industri

No.	Nama Industri	1997	1998	1999	2000
1.	Industri cat, pemis	1017470	3895810	5657950	7423650
2.	Industri perekat	52128	139451	288650	360150
3.	Industri resin sintetis	39699	125696	250890	283251
4.	Industri pemintalan benang	251210	1077680	1792270	1974530
5.	Industri peralatan teknik	10833	23725	47108	57100
6.	Industri barang plastik	4818200	5000000	6219300	7654670
7.	Industri kimia, zat warna	96560	201548	281500	300795
8.	Industri barang karet	170849	243474	315652	565833
Total		645649	7201155	976116	18619987

Sumber : Badan Pusat Statistik, Makassar 2000

1.4 Sifat-sifat Bahan

Sifat-sifat bahan yang digunakan dan produknya meliputi sifat fisik, sifat kimia dan sifat termodinamika.

a. Bahan Baku

1. Propena

Propena merupakan senyawa organik yang dibawah kondisi normal adalah berwujud gas tak berwarna dan mempunyai sifat-sifat anestetik pada konsentrasi tinggi. Dan dalam kondisi dibawah tekanan atmosfer, propena adalah merupakan gas yang mudah terbakar. Terbentuknya awan gas dan *liquid* atau kebocoran gas dapat menimbulkan bahaya yang serius berupa terjadinya ledakan.

a. Sifat-sifat fisik

- | | |
|---------------------------------|-------------------------------|
| 1. rumus molekul | : C_3H_6 |
| 2. berat molekul | : 42,08 |
| 3. titik didih normal | : $-47,7^\circ C$ |
| 4. densitas pada $25^\circ C$ | : $0,613 \text{ g/cm}^3$ |
| 5. suhu kritis | : $83^\circ C$ |
| 6. tekanan kritis | : 45,6 atm |
| 7. viskositas pada $25^\circ C$ | : 0,0087 cp |
| 8. kapasitas panas pada 1 atm | : $0,64 \text{ kJ/g}^\circ K$ |

b. Sifat-sifat termodinamika

- | | |
|--------------------|--------------------------------|
| 1. panas penguapan | : $18,41 \text{ kJ/g}^\circ K$ |
|--------------------|--------------------------------|

2. entalpi pembentukan : 20,42 kJ/mol

c. sifat-sifat kimia

reaksi-reaksi yang terjadi pada propena adalah :

1. Oksidasi

Propena sangat mudah dioksidasi menggunakan agen pengoksidasi seperti kalium permanganat (KMnO_4) alkalis, sehingga akan terbentuk senyawa yang berisi dua gugus - OH didalam molekulnya.

2. Adisi

Salah satu reaksi adisi yang terjadi pada propena adalah hidrogenasi. Reaksi adisi hidrogenasi propena ini dengan menggunakan Nikel (Ni) halus atau juga dengan Pt sebagai katalisator.

2. Udara

- a. Komposisi : 21 % O_2 dan 79 % N_2
- b. berat molekul : 28,85
- c. suhu kritis : 140,55 °C
- d. konduktivitas panas : 0,0152 Btu/jam.ft².(°F/ft)
- e. tekanan kritis : 37,3 atm
- f. viskositas pada 25 °C : 0,0185 cP
- g. kapasitas panas pada 1 atm : 0,24 kali/kg °K

i. titik didih normal : -314°C

b. Bahan pembantu

Katalisator :

- a. Nama : Bi - Mo - O
- b. Diameter : 0,327 cm
- c. *Bulk density* : 1,97 gr/cm^3
- d. Porositas : 0,524 in

c. Produk asam propanoat

Sifat-sifat produk yang berupa asam propanoat meliputi sifat fisika, sifat kimia dan sifat termodinamika.

a. Sifat-sifat fisika

1. rumus molekul : $\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$
2. berat molekul : 72
3. titik didih normal : 141°C
4. titik leleh : $13,5^{\circ}\text{C}$
5. titik nyala : 68°C
6. suhu kritis : 380°C
7. tekanan kritis : 49,95 atm
8. densitas cairan : 1,045 kg/L
9. kelarutan dalam : 0,52 berat/berat H_2O
pada 70°C dan 4 atm
10. penampakan : cairan tak berwarna

11. sifat : mudah terbakar dan mudah larut
dalam air

b. Sifat-sifat termodinamika

1. panas vaporisasi : 46,055 kJ/mol
2. entalpi pembentukan : -336,45 kJ/mol
3. energi pembentukan : -286,25 kJ/mol

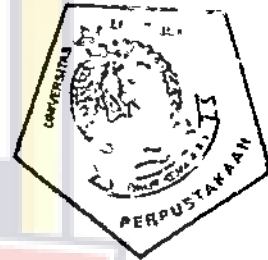
c. Sifat-sifat kimia

1. reaksi deoksidasi

Dengan bantuan katalis seperti *bismuth* ataupun cobalt dan nikel, asam propanoat dapat menghasilkan propenat melalui proses deoksidasi ini.

2. reaksi esterifikasi

Asam propanoat dengan bantuan katalis asam kuat seperti asam sulfat dapat diesterifikasi sehingga menghasilkan ester-ester *acrylic* seperti *ethylacrylic*, *methylacrylic*.

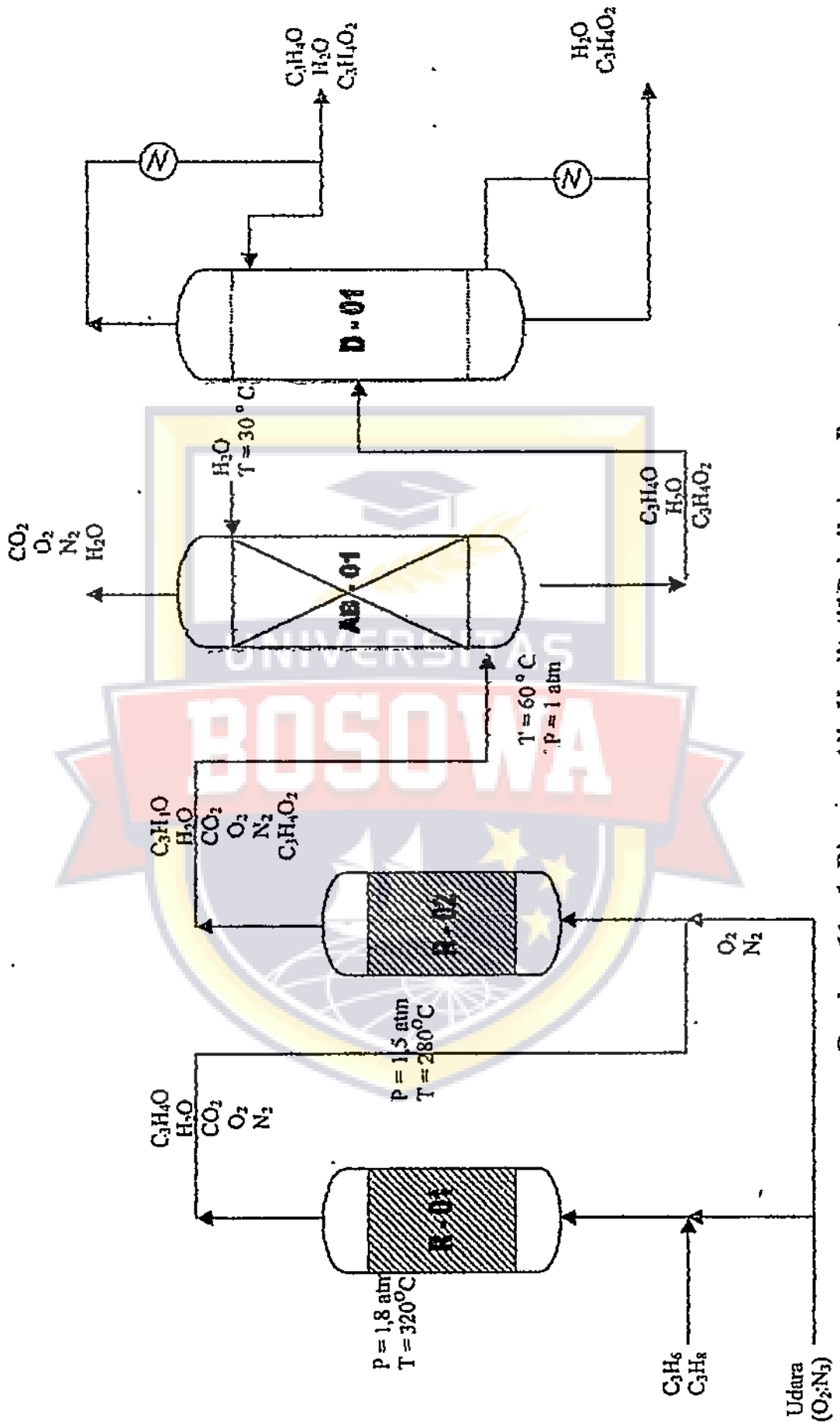


1.5 Penentuan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi prarancangan pabrik asam propanoat ($C_3H_4O_2$) ditentukan berdasarkan besarnya kebutuhan dalam negeri. Sesuai data impor dari Badan Pusat Statistik dapat diketahui besarnya kebutuhan impor asam propanoat di Indonesia (dapat dilihat pada Tabel I – 1).

Penentuan kapasitas produksi pabrik didasarkan atas kebutuhan asam propanoat di Indonesia, dengan menganggap kebutuhan setiap tahunnya merupakan fungsi linier sehingga tahun dan kebutuhan asam propanoat pada tahun yang ditentukan merupakan persamaan garis lurus. Sehingga kebutuhan asam propanoat di Indonesia pada tahun 2005 (tahun perencanaan pendirian pabrik) diperoleh sebesar 37062,5 ton/tahun.

Pemilihan kapasitas prarancangan pabrik diambil 50 % dari total kebutuhan asam propanoat pada tahun 2005 dengan menganggap akan berdirinya pabrik lain yang memproduksi asam propanoat. Maka kapasitas produksi prarancangan pabrik asam propanoat sebesar $50 \% \times 37062,5 \text{ ton/tahun} = 18.531,25 \text{ ton} \approx 18.500 \text{ ton/tahun}$.



Gambar 11 – 1. Diagram Alir Kualitatif Pabrik Asam Propanoat .

III. Tinjauan dan Uraian Proses



BAB II

TINJAUAN DAN URAIAN PROSES

2.1 Macam-macam Proses

Secara umum proses pembuatan asam propanoat komersial terdiri atas empat macam proses yaitu :

1. Dari asetilen dengan proses modifikasi Reppe

Acrylate yang diproduksi melalui proses modifikasi Reppe yang melibatkan reaksi asetilen, alkohol apropriat dan karbon monoksida (keduanya seperti gas atau seperti dalam pembentukan nikel karbonil) dengan adanya asam. Di dalam praktek komersialnya 80 % karbon monoksida adalah berasal dari gas dan 20 % nya adalah berasal dari nikel karbonil. Proses ini berlangsung secara kontinyu; nikel klorida diubah kembali menjadi nikel karbonil.

Reaksi di atas diawali dengan mereaksikan nikel karbonil dengan asetilen dan etil klorida dengan bantuan hidklorik. *Acrylate* pada dasarnya ditambahkan untuk mempercepat terjadinya reaksi.pada dasarnya ditambahkan untuk mempercepat terjadinya reaksi. Pertama kali ditetapkan proses stokiometri terlebih dahulu, kemudian ditetapkan diatasnya proses katalik dengan mengumpankan monoksida asetilen, etil klorida, air dan asam hidroklorik dengan kontrol perbandingan yang cermat. Kondisi yang baik untuk proses stokiometri (berkisar antara 30° sampai 50° C pada tekanan 1 sampai 2 atm) membuktikan bahwa dengan karbon monoksida dapat menjadikan reaktan utama dan nikel

karbonil bertindak sebagai katalis dan sumber kedua untuk karbon monoksida. Kondisi yang baik tersebut juga akan menjaga agar reaksi samping yang tidak dikehendaki terbentuk sesedikit mungkin dan *vapor recovery* juga *directly*. Modifikasi lain dari proses tersebut memakai proses dua langkah dimana asam propanoat dibuat melalui metode katalitik yang telah disempurnakan dan kemudian dikonversikan menjadi *acrylate* melalui proses esterifikasi katalis asam. *Acrylate* yang lebih rendah, metil dan etil dibuat dengan teknik modifikasi Reppe. *Acrylate* yang lebih tinggi dihasilkan melalui trans esterifikasi atau esterifikasi langsung dengan asam *acrylat*. Hampir 50 % produksi Amerika menggunakan cara ini.

2. Proses pembuatan asam propanoat dengan proses *propiolactone*

Acrylat diproduksi melalui proses reaksi propiolaktone dengan alkohol dan dibantu dengan katalis asidiat. Pertama-tama ketena diproduksi melalui proses pirolisis asam asetat atau aseton dan kemudian direaksikan dengan formaldehidan dan dengan adanya asam Lewis. Pembuatan propiolaktone dimana dirubah menjadi asam *acrilat* atau *acrylate*.

Metanol dan propiolaktone sesuai untuk reaktan *recycle* diumpankan ke dalam reaktor yang mengandung katalis asam fosfor. Kondisi reaksi berkisar antara 140 dan 150 ° C dan tekanan 3 psia (20 kPa). Uap dikondensasikan dalam *heat exchanger*. Untuk merubah biacetil, dimana sulit sekali untuk merubah melalui proses distilasi dan tidak dikehendaki selama masih diberi pewarna kuning, sekitar 1 % larutan *aqueous* hidrosilamin; hidroklorida ditambahkan

dalam kondensat. Kondensat diumpangkan ke bagian *bottom* kolom ekstrasi, 7 % larutan *aqueous* dilangsungkan di menara *recovery* dengan suhu antara 73 sampai 79 ° C. Campuran alkohol, *acrylate* dimurnikan di kolom terakhir dengan perkiraan *yield* 99 %. Penghalang ditambahkan untuk mencegah terjadinya proses polimerisasi. Kurang dari 10 % produksi *acrylate* diproduksi dengan proses ini.

3. Proses pembuatan asam propanoat melalui hidrolisis *acrylonitril*

Acrylonitril, asam sulfur dan air diumpangkan ke reaktor pengaduk dimana hidrolisis dimana dikonduksi pada suhu 102 ° C. Produksi *acrylamid* asam sulfur ditransfer ke reaktor esterifikasi *acrylimid* dan etil alkohol (umpan ke reaktor misalnya alkohol *aqueous* yang mengandung hidrokinon untuk mencegah terjadinya polimerisasi) diselesaikan secara kontinu pada 107 ° C. Tujuan dari reaktor jenis ini adalah untuk mengontrol suhu dan memperkecil kemungkinan terjadinya pembentukan eter, asam *acrylate* dan alkoksipropionat. Uap dikondensasikan ke menara fraksional dimana hasil produk alkoksipropionat dan *acrylate* diperoleh dalam 98 % *yield*. Melalui hasil produk termasuk asam *acrylate*, *acrylamid*, etil etoksipropionat dan eter. Ammonium bisulfat didapat kembali dari reaktor esterifikasi. Proses ini tidak lama digunakan di Amerika tetapi beberapa negara masih tetap menggunakan proses ini untuk pembuatan propanoat.

4. Proses pembuatan asam propenoat melalui oksidasi *propylene* atau propena.

Perkembangan terbaru yang dilaporkan berkembang dengan pesat dalam proses pembuatan asam propenoat adalah berdasarkan pada oksidasi *propylene* atau propena yang dilakukan dalam satu atau dua tahap reaksi oksidasi dalam fase uap. Di Amerika yang sering kali digunakan adalah dengan menggunakan proses kontinyu dua tahap. Proses pembuatan memperlihatkan asam *acrylat* dengan *yeld* tinggi dan menggunakan *propylene* dengan kemurnian rendah. Lebih dari 20 % kapasitas adalah menggunakan proses *propylene* ini.

Propylene dan oksigen diumpankan ke dalam reaktor yang berisikan katalis padat, katalis yang biasanya digunakan adalah Co-Mo-Te-O. Reaksi yang berlangsung adalah secara eksotermis dan menghendaki kontrol suhu yang sangat cermat, biasanya berkisar pada 300 ° C hingga 500 ° C pada tekanan atmosfer. Oksidasi fase uap untuk *propylene* adalah merupakan reaksi yang sangat kompleks dan jika tidak dikontrol secara cermat dapat menghasilkan produk yang bermacam-macam jenisnya, bergantung pada kondisi dan katalis yang dipakai. Hasil produk yang berupa *acrolein* akan diubah menjadi asam *acryllate* pada suhu ± 280 ° C. Gas panas yang berasal dari reaktor didinginkan secara perlahan-lahan dalam *heat exchanger* dengan media pendingin air untuk menghindari terjadinya pembentukan polimer. Asam *acrylat aquaeous* diperoleh kemudian melalui pemisahan dari gas panas reaktor di dalam menara absorber. Asam *acryllat* mentah selanjutnya dimurnikan pada kolom fraksionasi.

2.2 Seleksi proses

Dari keempat jenis proses pembuatan asam propanoat tersebut maka selanjutnya dilakukan pemilihan terhadap jenis proses pembuatan yang dianggap sebagai proses terbaik. Perbandingan dari keempat jenis proses tersebut terlihat pada tabel dibawah ini :

No.	Parameter	Asetilen	Propiolaktona	<i>acrylonitri</i>	Propena
1.	Aspek teknik - Konversi reaksi - Kualitas produk (kemurnian) - Katalis yang digunakan	70 % 80 % Ni Br	80 % 97 % Lewis	58 % 97 % Acid	88 % 99 % MoBiO
2.	Aspek operasi - Tekanan - Suhu - penanganan	1-2 atm 30 - 50 ° C sulit	0,2 atm 140-150 ° C sulit	5,1 atm 300-400°C sulit	1,5 atm 280 ° C mudah
3.	Aspek ekonomi - Bahan baku	mahal	mahal	mahal	Murah

Dengan membandingkan keempat jenis proses pembuatan tersebut, maka prarancangan asam propanoat ini dipilih proses yang keempat, yakni proses pembuatan asam propanoat melalui proses oksidasi *propylen*.

2.3 Uraian Proses

Proses pembuatan asam propanoat ini digunakan proses oksidasi fase gas propilena. Reaksi dijalankan di dalam reaktor tipe *fixed bed reactor*. Produk yang dihasilkan asam propanoat dengan kemurnian 99,95 %.

Proses pembuatan asam propanoat ini dapat dibagi menjadi tiga tahapan proses yaitu :

1. Tahap penyiapan bahan baku,
2. Tahap reaksi,
3. Tahap pemurnian.

a. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada proses ini adalah propilena 99 % cair dan udara sebagai pengoksidasi. Propilena disimpan dalam tangki (T - 01) pada tekanan 20 atm suhu 30 ° C dalam keadaan fase cair. Sedangkan udara pengoksidasi melewati *filter air* (F - 01) untuk menghilangkan kotoran dan debu yang terikut, dialirkan dengan bantuan *blower* (BL - 01). Sedangkan propilena cair dengan bantuan pompa (P - 01) dialirkan ke *vaporizer* (V - 01) untuk diuapkan pada tekanan 20 atm dan suhu 50,8413 °C. Selanjutnya uap propilena yang keluar dari *vaporizer* (V - 01) dilewatkan pada *expander* (EP - 01) untuk diturunkan tekanannya dari 20 atm ke 2,5 atm. Gas propilena yang keluar dari *expander* (EP-01) pada suhu 50,8413 ° C selanjutnya dicampur dengan udara pengoksidasi pada suhu 35,0026 ° C selanjutnya ke *heat exchanger* (HE - 01) untuk dinaikkan suhunya dengan memanfaatkan panas yang dibawa gas produk keluar reaktor (R-

02) sebelum masuk *absorber* (AB - 01). Suhu umpan reaktor (R - 01) keluar *heat exchanger* (HE - 01) pada suhu 292,2734 °C selanjutnya dilewatkan pada *heater* (H - 01) untuk dinaikkan suhunya sampai 320 °C sebelum diumpankan ke reaktor (R - 01).

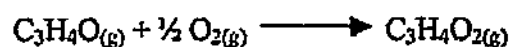
b. Tahap Reaksi

Campuran gas propilena dan udara yang keluar dari *heater* (H - 01) selanjutnya direaksikan pada reaktor (R - 01) dengan bantuan katalis Bi-Mo-O. Reaktor dioperasikan pada kondisi isothermal non-adiabatis, dan reaksi yang terjadi bersifat eksotermis dengan konversi reaksi sebesar 88 %. Pada panas yang dihasilkan dari reaksi diserap dengan menggunakan air pendingin untuk mempertahankan suhu reaksi pada reaktor tetap pada suhu 320 °C.

Mekanisme reaksinya :



Gas produk keluar reaktor (R - 01) yang mengandung *acrolein* selanjutnya dilewatkan pada *heat exchanger* (HE - 02) untuk diturunkan suhunya dengan memanaskan udara pengoksidasi untuk reaktor (R - 02) sampai suhu 280 °C. Suhu gas produk reaktor (R - 01) keluar *heat exchanger* (HE - 02) pada suhu 291,8087 °C selanjutnya dilewatkan pada *cooler* (C - 01) untuk diturunkan suhunya sampai 280 °C. Pada reaktor (R - 02) terjadi reaksi oksidasi *acrolein* membentuk asam propanoat (*acrylic acid*) dengan mekanisme reaksinya :



Reaktor dioperasikan pada kondisi isothermal non-adiabatis, dan reaksi yang terjadi bersifat eksotermis dengan konversi reaksi sebesar 80 %. Panas yang dihasilkan dari reaksi diserap dengan menggunakan air pendingin untuk mempertahankan suhu reaksi pada reaktor tetap pada suhu 280°C . Selanjutnya gas produk reaktor (R - 02) dialirkan ke *heat exchanger* (HE - 01) untuk dimanfaatkan panasnya.

c. Tahap Pemurnian

Gas produk reaktor (R - 02) yang mengandung asam propanoat yang keluar dari *heat exchanger* (HE - 01) dipisahkan dari campuran gas dalam menara *absorber* (AB - 01) dengan menggunakan penyerap air. Hasil bawah dari *absorber* (AB - 01) yang berupa *acrolein*, asam propanoat dan air pada suhu $47,9848^{\circ}\text{C}$, selanjutnya dipanaskan pada *heater* (H - 02) sampai suhu $100,2433^{\circ}\text{C}$ sebelum diumpankan pada kolom distilasi (D - 01). Hasil atas kolom distilasi yang berupa air yang mengandung sedikit *acrolein* dibuang sebagai *waste*. Hasil bawah kolom distilasi dihasilkan asam propanoat dengan kemurnian 99,95 %.

Asam propanoat yang berupa *liquid* ini kemudian didinginkan pada *cooler* (C - 02) sampai suhu 30°C dan disimpan pada tangki produk dan selanjutnya siap untuk dipasarkan.



III. Neraca Massa

BAB III
NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 18.500 ton/ tahun

Basis Operasi : 1. Jam

Satuan : Kilogram

1. Neraca Massa Total

Masuk :

Keluar :

Bahan Baku :

Waste gas absorber :

C_3H_6 : 2130,3832

O_2 : 22,6079

C_3H_8 : 21,5190

N_2 : 9799,5130

: 2151,9022

C_3H_4O : 0,4992

Udara Pengoksidasi

CO_2 : 868,0149

O_2 : 2977,0792

H_2O : 939,4086

N_2 : 9799,5130

$C_3H_4O_2$: 2,5715

: 12776,5922

: 11632,6151

Air penyerap absorber

Waste distilat

H_2O : 12327,1094

C_3H_4O : 499,4307

Total : 27255,6038

H_2O : 12553,8037

$C_3H_4O_2$: 0,3099

: 13503,5433

Produk Asam Propanoat

 $C_3H_4O_2$: 2568,1877

 H_2O : 1,2567

: 2569,4444

Total : 27255,6038
2. Neraca Massa Tiap Alat

1. Reaktor R - 01

Masuk :

Dari bahan baku

 C_3H_6 : 2130,3832

 C_3H_8 : 21,5190

: 2151,9022

dari atmosfer

 O_2 : 2502,2921

 N_2 : 8236,6682

: 10738,9603

Total : 12890,8625

Keluar :

Ke reaktor R - 02

 O_2 : 119,1702

 N_2 : 8236,6682

 CO_2 : 868,0149

 H_2O : 1167,3596

 C_3H_4O : 2499,6496

Total : 12890,8625

2. Reaktor R - 02

Masuk :

Dari reaktor R - 01

 O_2 : 119,1702

 N_2 : 8236,6682

 CO_2 : 868,0149

 H_2O : 1167,3596

 C_3H_4O : 2499,6496

: 12890,8625

Keluar :

Ke absorber AB - 01

 O_2 : 22,6079

 N_2 : 9799,5130

 CO_2 : 868,0419

 H_2O : 1167,3596

 C_3H_4O : 499,9299

 $C_3H_4O_2$: 2571,0691

Total : 14928,4944

dari atmosfer

O ₂	: 474,7871
N ₂	: 1562,8448
	<u>: 2037,6319</u>
Total	: 14928,4944

3. Absorber AB - 01

Masuk :

Dari reaktor R - 01

O ₂	: 22,6079
N ₂	: 9799,5130
CO ₂	: 868,0149
H ₂ O	: 1167,3596
C ₃ H ₄ O	: 449,9299
C ₃ H ₄ O ₂	: 2571,0691
	<u>: 14928,4944</u>

dari larutan penyerap

H ₂ O	: 12327,1094
Total	: 27255,6038

Keluar :

Ke absorber AB - 01

O ₂	: 22,6079
N ₂	: 9799,5130
CO ₂	: 868,0149
H ₂ O	: 939,4086
C ₃ H ₄ O	: 0,4992
C ₃ H ₄ O ₂	: 2,5715
Total	: 11632,6151

ke distilasi D - 01

H ₂ O	: 12555,0604
C ₃ H ₄ O	: 499,4307
C ₃ H ₄ O ₂	: 2568,4976
	<u>: 15622,6887</u>
Total	: 27255,6038

4. Distilasi D - 01

Masuk :

Absorber AB - 01

C ₃ H ₄ O	: 499,4307
H ₂ O	: 12555,0604
C ₃ H ₄ O ₂	: 2568,4976
Total	: 15622,9887

Keluar :

Waste (distilat)

C ₃ H ₄ O	: 499,4307
H ₂ O	: 12553,8037
C ₃ H ₄ O ₂	: 0,3099
	<u>: 13053,5443</u>

ke produk (bottom)

 H_2O : 1,2567 $C_3H_4O_2$: 2568,1877: 2569,4444

Total : 15622,9887 ✓

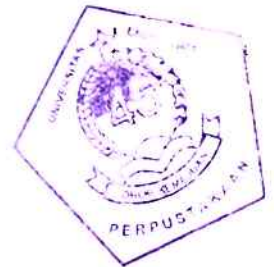




IV. Neraca Panas

BAB IV
NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 18.500 ton/tahun
 Basis Operasi : 1 jam
 Satuan : kkal
 Suhu referensi : 25 °C



I. Neraca Panas Total

Masuk :	Keluar :
Q C ₃ H ₆ : 6959,8383	Q O ₂ : 163,8723
Q C ₃ H ₈ : 69,4399	Q N ₂ : 80190,5553
Q O ₂ : 3253,8420	Q CO ₂ : 5907,7420
Q N ₂ : 12140,9806	Q H ₂ O : 949576,1172
Q reaksi : 9152742,4536	Q C ₃ H ₄ O : 22422,8233
Q H ₂ O : 61666,2349	Q C ₃ H ₄ O ₂ : 6808,8425
Q absorpsi : 96716,6454	Q <i>preheating</i> : 38548,7374
Q <i>steam</i> : 10261920,7999	Q <i>vaporizing</i> : 141692,9666
Q <i>kondensasi</i> : 129031,2424	Q air pendingin : 18479189,8294
<u>Q Total : 19724501,4770</u>	<u>Q Total : 19724501,4770</u>

2. Neraca Panas Tiap Alat1. *vaporizer V - 01*

Masuk :

Keluar :

Dari T - 01 T : 30 °C	Ke MP - 01 T : 50,8413 °C
Q C ₃ H ₆ : 6959,8383	Q C ₃ H ₆ : 20634,6253
Q C ₃ H ₈ : <u>69,4399</u>	Q C ₃ H ₈ : 229,6093
: 7029,3782	Q Preheating : 38548,7274
Q steam : 194076,6604	Q Vaporizing : <u>141692,9666</u>
Q Total : <u>201105,9386</u>	Q Total : 201105,9386

2. *Mix Point MP - 01*

Masuk :

Keluar :

Dari udara T : 30 °C	Ke HE - 01 T : 35,0026 °C
Q O ₂ : 2734,9165	Q O ₂ : 5476,0021
Q N ₂ : <u>10204,7141</u>	Q N ₂ : 20417,2379
: 12939,6306	Q C ₃ H ₆ : 7823,7394
dari V - 01 T : 50,8413 °C	Q C ₃ H ₈ : <u>86,8858</u>
Q C ₃ H ₆ : 20634,6253	Q Total : <u>33803,8652</u>
Q C ₃ H ₈ : <u>229,6093</u>	
: 20864,2346	
Q Total : <u>33803,8652</u>	

3. Heat exchanger HE - 01

Masuk :	Keluar :
Dari MP - 01 T : 35,0026 °C	Ke H - 01 T : 35,0026 °C
(umpan R - 01)	(umpan reaktor)
Q O ₂ : 5476,0021	Q O ₂ : 152552,6072
Q N ₂ : 20417,2379	Q N ₂ : 552372,6243
Q C ₃ H ₆ : 7823,7394	Q C ₃ H ₆ : 273939,8987
Q C ₃ H ₈ : 86,8858	Q C ₃ H ₈ : 3116,5438
: 33803,8652	: 981781,6740
dari R - 02 T : 280 °C	AB - 01 T : 60 °C
(produk R - 02)	(produk R - 02)
Q O ₂ : 1312,5572	Q O ₂ : 173,8634
Q N ₂ : 626483,3793	Q N ₂ : 85055,6588
Q H ₂ O : 138471,5253	Q H ₂ O : 18608,3602
Q CO ₂ : 50518,5360	Q CO ₂ : 6272,5344
Q C ₃ H ₄ O : 54993,3231	Q C ₃ H ₄ O : 5814,8371
Q C ₃ H ₄ O ₂ : 216347,6565	Q C ₃ H ₄ O ₂ : 24223,9147
:1088126,9774	: 140149,1696
Q Total :1121930,8426	Q Total : 1121930,8426

4. Heater H - 01

Masuk :	Keluar :
Dari HE - 01 T : 292,2734 °C	Ke R - 01 T : 320 °C
Q O ₂ : 152552,6072	Q O ₂ : 169079,3286
Q N ₂ : 552372,6243	Q N ₂ : 610861,3330
Q C ₃ H ₆ : 273939,8987	Q C ₃ H ₆ : 308996,7591
Q C ₃ H ₈ : 3116,5438	Q C ₃ H ₈ : 3525,1937
: 981781,6740	Q Total : 1092462,6144

$Q_{steam} : 110680,9314$

 $Q_{Total} : 1092462,6144$

5. Reaktor R - 01

Masuk :	Keluar :
Dari H-01 T : 320 °C	Ke HE - 02 T : 320 °C
$Q_{O_2} : 169079,3286$	$Q_{O_2} : 8052,3043$
$Q_{N_2} : 610861,3330$	$Q_{N_2} : 610861,3330$
$Q_{C_3H_6} : 308996,7591$	$Q_{CO_2} : 59321,0907$
$Q_{C_3H_8} : 3525,1937$	$Q_{H_2O} : 160939,9774$
$Q_{Total} : 1092462,6144$	$Q_{C_3H_4O} : 331539,6874$
$Q_{reaksi} : 6818094,3246$	$Q_{Total} : 1170714,3928$
$Q_{Total} : 7910556,9390$	$Q_{air\ pendingin} : 6739842,5462$
	$Q_{Total} : 7910556,9390$

6. Heat exchanger HE - 02

Masuk :	Keluar :
Dari R-01 T : 320 °C	Ke C - 01 T : 291,8087 °C
(produk R - 01)	(produk R - 01)
$Q_{O_2} : 8052,3043$	$Q_{O_2} : 7253,2191$
$Q_{N_2} : 610861,3330$	$Q_{N_2} : 551478,8920$
$Q_{CO_2} : 59321,0907$	$Q_{CO_2} : 50518,5360$
$Q_{H_2O} : 160939,9774$	$Q_{H_2O} : 145102,3281$
$Q_{C_3H_4O} : 331539,6874$	$Q_{C_3H_4O} : 291338,9283$
$Q_{Total} : 1170714,3928$	$Q_{Total} : 1045691,9035$
dari udara T : 30 °C	Ke R - 02 : 280 °C
$Q_{O_2} : 518,9255$	$Q_{O_2} : 27564,9314$
$Q_{N_2} : 1936,2665$	$Q_{N_2} : 99912,7499$
$Q_{Total} : 2455,1920$	$Q_{Total} : 127477,6813$
$Q_{Total} : 1173169,5848$	$Q_{Total} : 173169,5848$

9. Absorber AB - 01

Masuk :	Keluar :
Dari HE - 01 T : 60 °C	Ke atmosfer T : 58 °C
Q O ₂ : 173,8633	Q O ₂ : 163,8723
Q N ₂ : 85055,6588	Q N ₂ : 80190,5553
Q CO ₂ : 6272,5344	Q CO ₂ : 5907,7420
Q H ₂ O : 18608,3602	Q H ₂ O : 14116,8451
Q C ₃ H ₄ O : 5814,8371	Q C ₃ H ₄ O : 5,4598
Q C ₃ H ₄ O ₂ : 24223,9147	Q C ₃ H ₄ O ₂ : 22,7901
: 140149,1685	: 100407,2646
dari penyerap T: 30 °C	H - 02 T: 47,9848 °C
Q H ₂ O : 61666,2349	Q H ₂ O : 289024,6898
Q absorsi : 96716,6454	Q C ₃ H ₄ O : 6547,8114
Q kondensasi: 129031,2424	Q C ₃ H ₄ O ₂ : 31583,5254
Q Total : 427563,2912	: 327156,0266
	Q Total : 427563,2912

10. Heater H - 02

Masuk :	Keluar :
Dari AB - 01 T : 47,9848 °C	Ke D - 01 T : 100,2433 °C
Q H ₂ O : 289024,6898	Q H ₂ O : 949033,0819
Q C ₃ H ₄ O : 6547,8114	Q C ₃ H ₄ O : 22753,9719
Q C ₃ H ₄ O ₂ : 31583,5254	Q C ₃ H ₄ O : 104767,4578
: 327156,0266	Q Total : 1076554,5516
Q Steam pemanas : 749398,4850	
Q Total : 1076554,5516	

11. Distilasi D - 01

Masuk :	Keluar :
Dari H - 02 T : 100,2433 °C	Ke waste (distilat) T: 99,1792 °C
Q H ₂ O : 949033,0819	Q H ₂ O : 935452,9855
Q C ₃ H ₄ O : 22753,9719	Q C ₃ H ₄ O : 22417,3635
Q C ₃ H ₄ O ₂ : 104767,4578	Q C ₃ H ₄ O ₂ : 12,4573
: 1076554,5516	: 957882,8063
Q reboiler : 9207764,7232	ke C - 02 T : 141,2854 °C (bottom)
Q Total : 10284319,2348	Q H ₂ O : 147,2895
	Q C ₃ H ₄ O ₂ : 168096,8202
	: 168244,1097
	Q condensor : 9158192,3188
	Q total : 10284319,2348

12. Cooler C - 02

Masuk :	Keluar :
Dari D - 01 T : 141,2854 °C	Ke produk T: 30 °C
Q H ₂ O : 147,2895	Q H ₂ O : 6,2866
Q C ₃ H ₄ O ₂ : 168096,8202	Q C ₃ H ₄ O : 6773,5951
Total : 168244,1097	: 6779,8817
	Q air oendingin : 161464,2280
	Total : 168244,1097



V. Spesifikasi Peralatan

BAB V
SPEKIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Propilena

Kode alat	: T - 01
Fungsi	: Menampung bahan baku propilena untuk kebutuhan proses pabrik selama satu bulan.
Tipe	: tangki berbentuk bola
Kapasitas	: $29368,5552 \text{ ft}^3 = 831,625 \text{ m}^3$
Diameter	: $19,1 \text{ ft} = 5,8 \text{ m}$
Bahan konstruksi	: <i>stainless steel SA - 167 grade 3 tipe 304</i>
Jumlah	: 5 buah

2. Pompa Larutan Propilen

Kode alat	: P - 01
Fungsi	: Mengalirkan larutan propilen dari tangki penampung ke <i>vaporizer V - 01</i> .
Tipe	: pompa sentrifugal aliran radial
Kapasitas	: $163,1586 \text{ ft}^3/\text{jam} = 4,620 \text{ m}^3/\text{jam}$
Power	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 2 buah (1buah cadangan)

3. Vaporizer

Kode alat	: V-01
Fungsi	: Menguapkan cairan propilen sebelum masuk reaktor R-01.
Tipe	: <i>shell and tube</i> (HE 1-2)
Bagian <i>shell</i>	: larutan propilen
a. ID <i>shell</i>	: 15 ¼ in
b. Jumlah <i>passes</i>	: 2
c. <i>Bafflespace</i>	: 15 in
Bagian <i>tube</i>	: <i>steam</i>
a. OD	: 1 in
b. BWG	: 16
c. ID	: 0,87 in
d. Panjang <i>tube</i>	: 16 ft
e. Jumlah <i>tube</i>	: 76 buah
f. <i>Pitch</i>	: 1 ¼ in <i>square</i>
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

4. Expander


Kode alat	: E-01
Fungsi	: Menurunkan tekanan gas propilen keluar dari <i>Vaporizer</i> sebelum dicampur dengan udara pengoksidasi sebelum masuk reaktor R-01.
Tipe	: adiabatik <i>expander</i>
<i>Brake power</i>	: 18445,0275 Joule/detik = 2 ⁴ ,75 Hp
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

5. Filter Udara

Kode	: F-01
Fungsi	: Menyaring udara yang akan digunakan sebagai Pengoksidasi pada reaktor R-01 dan reaktor R-02.
Tipe	: <i>High Efficiency Particulat Air (HEPA)</i>
Ukuran	: 24 x 24 in
Kapasitas	: 1000 ft ³ /unit
Jumlah	: 1 buah

6. Blower Udara

Kode alat	: BL-01
Fungsi	: Mengalirkan udara pengoksidasi ke reaktor R-01 dan reaktor R-02.

Tipe	: <i>centrifugal fan</i>
Kapasitas	: $5804,9244 \text{ ft}^3/\text{menit} = 164,4 \text{ m}^3/\text{jam}$
Power	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah
 <p>7. Heat Exchanger</p>	
Kode alat	: HE - 01
Fungsi	: Memanaskan umpan reaktor R - 01 dengan memanfaatkan panas yang dibawa gas produk reaktor R - 02 sebelum masuk absorber.
Tipe	: <i>shell and tube (HE 1 - 2)</i>
Bagian <i>shell</i>	: gas produk reaktor R - 01
a. ID <i>shell</i>	: 19 ¼ in
b. Jumlah <i>passes</i>	: 2
Bagian <i>tube</i>	: umpan reaktor R - 01
a. OD	: ¾ in
b. BWG	: 16
c. ID	: 0,62 in
d. Panjang <i>tube</i>	: 16 ft
e. Jumlah <i>tube</i>	: 250 buah
f. <i>Pitch</i>	: 1 in <i>triangular</i>

Bahan konstruksi : *carbon steel*
 Jumlah : 1 buah

8. Heater

Kode : H-01
 Fungsi : Menaikkan suhu umpan yang akan masuk ke reaktor R - 01 yang keluar dar *heat exchanger* HE - 01 sebelum masuk reaktor R - 01.
 Tipe : *shell and tube*
 Bagian *shell* : *steam*
 a. ID *shell* : 12 in
 b. Jumlah *passes* : 2
 Bagian *tube* : gas umpan reaktor R - 01
 a. OD : $\frac{3}{4}$ in
 b. BWG : 16
 c. ID : 0,620 in
 d. Panjang *tube* : 8 ft
 e. Jumlah *tube* : 82 buah
 f. *Pitch* : 1 in *triangular*
 Bahan konstruksi : *carbon steel*
 Jumlah : 1 buah

9. Heat Exchanger

Kode	: HE - 02
Fungsi	: Memanaskan udara pengoksidasi pada reaktor R - 02 dan menurunkan suhu gas produk reaktor R - 01.
Tipe	: <i>shell and tube</i> (HE 1 - 2)
Bagian <i>shell</i>	: gas produk reaktor R - 01
a. ID <i>shell</i>	: 15 ¼ in
b. Jumlah <i>passes</i>	: 2
Bagian <i>tube</i>	: udara pengoksidasi R - 02
a. OD	: 1 in
b. BWG	: 16
c. ID	: 0,87 in
d. Panjang <i>tube</i>	: 8 ft
e. Jumlah <i>tube</i>	: 86 buah
f. <i>Pitch</i>	: 1 in <i>triangular</i>
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

10. Cooler

Kode	: C - 01
Fungsi	: Menurunkan suhu gas produk reaktor R - 01

Sebelum masuk reaktor reaktor R – 02.

Tipe	: <i>shell and tube</i> (HE 1 –2)
Bagian <i>shell</i>	: gas produk reaktor R - 01
a. ID <i>shell</i>	: 8 in
b. Jumlah <i>passes</i>	: 2
Bagian <i>tube</i>	: air
a. OD	: $\frac{3}{4}$ in
b. BWG	: 16
c. ID	: 0,620 in
d. Panjang <i>tube</i>	: 8 ft
e. Jumlah <i>tube</i>	: 56 buah
f. <i>Pitch</i>	: $\frac{15}{16}$ in <i>triangular</i>
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

12. Absorber

Kode alat	: AB – 01
Fungsi	: Menyerap gas C_3H_4O dan $C_3H_4O_2$ yang terdapat dalam campuran gas produk reaktor R – 02 dengan menggunakan air.
Tipe	: <i>packed column</i>
Diameter	: 5 ft = 1,5 m

Tinggi packing	: 12,3 ft = 3,75 m
Tinggi kolom	: 16,3 ft = 4,97 m
Jenis packing	: Keramik cincin <i>rashing</i>
Tabel shell	: 3/16 in = 0,005 m
Tabel head	: 3/16 in = 0,005 m
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel SA - 212 grade A</i>
Jumlah	: 1 buah

13. Tangki Crude Asam Propanoat

Kode alat	: T - 02
Fungsi	: Menampung sementara produk <i>liquid</i> keluar bottom Absorber AB - 01 sebelum dialirkan ke distilasi D-01
Tipe	: silinder horisontal dengan tutup elipsoidal
Kapasitas	: 582,25 ft ³ = 16,5 m ³
Diameter	: 8,03 ft = 2,45 m
Panjang	: 12,045 = 3,7 m
Tabel shell	: 3/16 in = 0,005 m
Tabel head	: 3/16 in = 0,005 m
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel SA - 212 grade A</i>
Jumlah	: 1 buah

14. Pompa Crude Asam Propanoat

Kode alat	: P - 02
Fungsi	: Mengalirkan <i>crude</i> asam propanoat dari tangki penampung sementara ke distilasi D - 01.
Tipe	: pompa sentrifugal aliran radial
Kapasitas	: 524,025 ft ³ /jam
Power	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

15. Heater

Kode alat	: H - 02
Fungsi	: Menaikkan suhu umpan distilasi D - 01.
Tipe	: <i>shell and tube</i> (HE 1 - 2)
Bagian <i>shell</i>	: <i>steam</i>
a. ID <i>shell</i>	: 12 in
b. Jumlah <i>passes</i>	: 2
Bagian <i>tube</i>	: umpan distilasi D - 01
OD	: ¾ in
a. BWG	: 16
b. ID	: 0,620 in
c. Panjang <i>tube</i>	: 8 ft

- d. Jumlah *tube* : 82 buah
- e. *Pitch* : 1 in *triangular*
- Bahan konstruksi : *carbon steel*.
- Jumlah : 1 buah

16. Distilasi

- Kode alat : D - 01
- Fungsi : Memisahkan produk asam propanoat dari campurannya berdasarkan perbedaan derajat volatilita masing-masing komponen.
- Tipe : *plate column*
- Diameter : 8 ft = 2,4 m
- Tinggi : 55,5 ft = 16,92 m
- Tabel shell : $\frac{1}{4}$ in = 0,00635 m
- Tabel head : $\frac{1}{4}$ in = 0,00635 m
- Bahan konstruksi : *carbon steel SA-212 grade A*
- Jumlah : 1 buah

17. Condensor

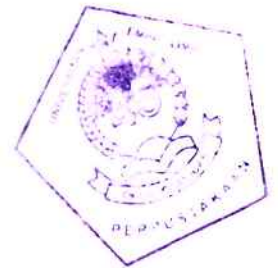
Kode alat	: CD - 01
Fungsi	: Mengkondensasikan uap keluar puncak kolom distilasi.
Tipe	: <i>shell and tube exchanger</i>
Bagian <i>shell</i>	: gas produk distilat
a. ID <i>shell</i>	: 21 ¼ in
b. Jumlah <i>passes</i>	: 1
Bagian <i>tube</i>	: air
OD	: ¾ in
a. BWG	: 16
b. ID	: 0,620 in
c. Panjang <i>tube</i>	: 12 ft
d. Jumlah <i>tube</i>	: 361 buah
e. <i>Pitch</i>	: 15/16 in <i>triangular</i>
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

18. Accumulator

Kode alat	: AC - 02
Fungsi	: Menampung sementara produk cairan keluar <i>condensor</i> untuk didistribusikan sebagai cairan

refluks dan produk distilat.

Tipe	: silinder horisontal dengan tutup ellipsoidal
Kapasitas	: $1665,6451 \text{ ft}^3 = 47 \text{ m}^3$
Diameter	: $8,6 \text{ ft} = 2,6 \text{ m}$
Panjang	: $25,8 \text{ ft} = 7,8 \text{ m}$
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel SA - 129 grade A</i>
Jumlah	: 1 buah



19. Pompa Distribusi Distilat

Kode alat	: P - 02
Fungsi	: Mengalirkan dan mendistribusikan produk distilat sebagai cairan refluks dan produk distilat dari accumulator.
Tipe	: Pompa sentrifugal aliran radial
Kapasitas	: $666,2581 \text{ ft}^3/\text{jam} = 18,9 \text{ m}^3/\text{jam}$
Power	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 2 buah (1 buah cadangan)

20. Reboiler

Kode alat	: RB - 01
Fungsi	: Menguapkan sebagian cairan produk <i>bottom</i> distilasi D - 01 sebagai pemanas dalam kolom.
Tipe	: <i>shell and tube exchanger</i>
Bagian <i>shell</i>	: produk <i>liquid bottom</i> distilat D - 01
a. ID <i>shell</i>	: 21 in
b. Jumlah <i>passes</i>	: 2
Bagian <i>tube</i>	: <i>steam</i>
OD	: $\frac{3}{4}$ in
a. BWG	: 16
b. ID	: 0,620 in
c. Panjang <i>tube</i>	: 8 ft
d. Jumlah <i>tube</i>	: 98 buah
e. <i>Pitch</i>	: $\frac{15}{16}$ in <i>triangular</i>
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

21. Pompa Distribusi Distilat

Kode alat	: P - 04
Fungsi	: Mengalirkan produk asam propanoat yang keluar dari produk <i>bottom</i> distilasi D - 01.

Tipe : Pompa sentrifugal aliran radial

Kapasitas : $85,4 \text{ ft}^3/\text{jam} = 2,4 \text{ m}^3/\text{jam}$

Power : 1 Hp

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Jumlah : 2 buah (1 buah cadangan)

22. Cooler

Kode alat : C-02

Fungsi : Menurunkan suhu produk asam propanoat yang
Keluar dari *bottom* distilasi sebelum ditampung.

Tipe : *shell and tube exchanger*

Bagian *shell* : produk asam propanoat

a. ID *shell* : 12 in

b. Jumlah *passes* : 2

Bagian *tube* : air

OD : $\frac{3}{4}$ in

a. BWG : 16

b. ID : 0,620 in

c. Panjang *tube* : 8 ft

d. Jumlah *tube* : 98 buah

e. *Pitch* : $\frac{15}{16}$ in *triangular*

Bahan konstruksi : *carbon steel*



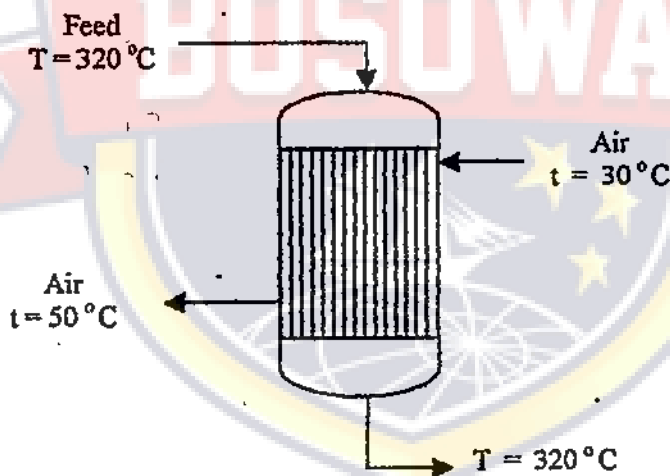
VI. Perancangan Alat Utama

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Alat utama yang dirancang adalah R - 01, yang berfungsi sebagai tempat berlangsungnya reaksi oksidasi propilen membentuk acrolein dengan bantuan katalisator Bi - Mg - O pada suhu 320°C . Reaksi berjalan sangat cepat dengan *space velocity* 0,6 / detik.

Jenis reaktor yang dipakai adalah *fixedbed* reaktor yang terdiri dari pipa yang berisi katalisator dan *shell* yang berisi cairan pendingin. Reaksi yang terjadi dalam reaktor :



Aliran proses melewati tube

Aliran air pendingin melewati shell

Data-data operasi reaktor :

1. Suhu operasi : 320°C
2. Tekanan tube : 1,8 atm
3. Tekanan shell : 1 atm
4. Katalis : Bi - Mg - O
5. Space velocity : 0,6/detik = 2160/jam

$V = \text{Volume katalis}$

$$\text{Maka : } \frac{V}{v_o} = \frac{1}{s}$$

$$V = \frac{v_o}{s}$$

$$= \frac{364134,0308 \text{ ft}^3/\text{jam}}{2160/\text{jam}}$$

$$= 168,5805 \text{ ft}^3$$

Jumlah katalis yang digunakan (W_c) :

Diketahui densitas katalis (ρ_B) = $1,97 \text{ gr/cm}^3 \doteq 122,9871 \text{ lb/ft}^3$

$$\begin{aligned} \text{Maka : } W_c &= 168,5805 \text{ ft}^3 \times 122,9871 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 20733,2268 \text{ lb.} \end{aligned}$$

Dirancang *tube* dengan spesifikasi :

$$\text{Diameter luar OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Diameter dalam ID} = 0,870 \text{ in}$$

$$a_o = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a^t = 0,594 \text{ in}^2$$

$$\text{Pitch triangular } P_T = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Panjang (L)} = 18 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi katalisator} = 16 \text{ ft}$$

Volume katalisator tiap *tube* ; V_t :

$$V_t = \frac{a^t \times 16}{144}$$

$$= \frac{0,594 \times 16}{144}$$

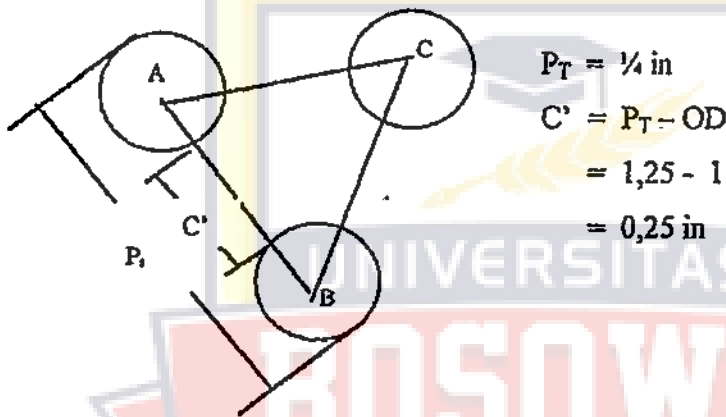
$$= 0,066 \text{ ft}^3$$

$$\text{Jumlah } tube ; N_t = \frac{\text{Volume katalisator}}{V_t}$$

$$= \frac{168,5805 \text{ ft}^3}{0,066 \text{ ft}^3}$$

$$= 2554,25 \text{ buah}$$

digunakan jumlah *tube* sebanyak 2554 buah yang disusun *triangular*.



$$P_T = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$C' = P_T - OD$$

$$= 1,25 - 1$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$\text{Luas segitiga ABC} = \frac{1}{2} (P_T \sin 60) \times P_T$$

$$= \frac{1}{2} (1,25 \sin 60) \times 1,25$$

$$= 0,6766 \text{ in}^2 = 0,0047 \text{ ft}^2$$

setiap luas segitiga mewakili $\frac{1}{2}$ luas satu pipa.

Maka luas seluruh pipa (A) :

$$A = 2 \times 2554 \times 0,0047$$

$$= 24,0076 \text{ ft}^2$$

$$\text{dimana } A = \frac{1}{4} \pi \text{ ID}^2$$

$$\text{ID}^2 = \left[\frac{4 \cdot A}{\pi} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$= \left[\frac{4 \times 24,0076}{3,14} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$= 6,4 \text{ ft}$$

Jadi diameter *shell* reaktor (ID *shell*) = 6,4 ft = 1,93 m.

2. Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas

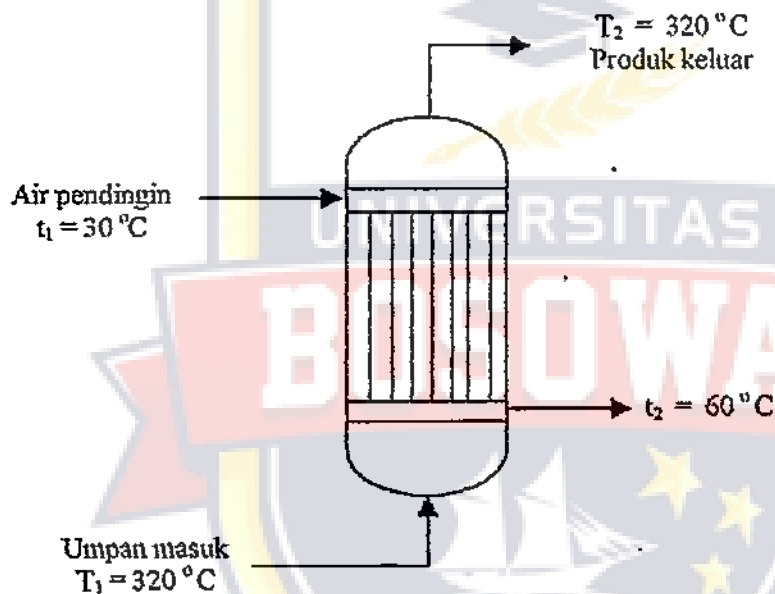
Sebagai pengontrol suhu reaksi dalam reaktor digunakan air pendingin.

Suhu air pendingin ditetapkan :

Suhu masuk $t_1 = 30\text{ }^\circ\text{C}$

Suhu masuk $t_2 = 60\text{ }^\circ\text{C}$

Reaktor dipertahankan suhunya tetap pada $320\text{ }^\circ\text{C}$, sehingga $T_1 = T_2 = 320\text{ }^\circ\text{C}$.



Sesuai hasil perhitungan pada lampiran - B. Perhitungan neraca panas dapat diketahui :

Beban panas reaktor $Q = 6739842,5462\text{ kkal}$

$= 26745406,6300\text{ Btu/jam}$

Rate massa fluida panas (gas) $W = 12890,8625\text{ kg/jam} = 28622,8035\text{ lb/jam}$

Rate massa fluida dingin (air) $w = 336992,1273\text{ kg/jam} = 742273,4081\text{ lb/jam}$

1. Δt ; beda suhu sebenarnya

$$\text{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(320 - 30) - (320 - 30)}{\ln \frac{(320 - 30)}{(320 - 60)}} \\
 &= 274,73 \text{ } ^\circ\text{C} = 526,5 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

2. U_D dan A

Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times a_o \times L \\
 &= 2554 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 16 \\
 &= 14275,4304 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas keseluruhan desain (U_D) :

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{26745406,6300 \text{ Btu/jam}}{14275,4304 \text{ ft}^2 \times 526,5 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 3,5585 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Tube side

a. Luas aliran *tube* ; a_t :

$$\begin{aligned}
 a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 \times 11} \\
 &= \frac{2554 \times 0,594}{144 \times 11} \\
 &= 14,0580 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa ; G_t :

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{W}{a_t} \\
 &= \frac{28622,8035 \text{ lb/jam}}{14,0580 \text{ ft}^2} \\
 &= 2019,7731 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold ; R_{ei} :

$$R_{ei} = \frac{D \cdot G_i}{\mu}$$

Pada suhu kalòrik $T_c =$ suhu rata-rata $= 320 \text{ }^\circ\text{C} = 608 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat fisik fluida panas :

Viskositas	μ	$= 0,0875 \text{ lb/jam.ft}$
Konduktivitas panas	k	$= 0,0185 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$
Kapasitas panas	C	$= 0,2895 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$

$$R_{ei} = \frac{0,0725 \text{ ft} \times 2019,7331 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,0875 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 1673,5263$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_i :

h_i dihitung dengan menggunakan persamaan 10 - 163a Perry edisi 6 hal. 10 - 46 untuk perpindahan panas pada *fixed bed operation*.

$$h_i = 0,813 \frac{k}{D} e^{-6D_p/D} \left(\frac{D_p \cdot G}{\mu} \right)^{1/3 \cdot 0,90} \quad (\text{untuk } \frac{D_p}{D} < 0,35)$$

dimana ; D = diameter dalam pipa

$$D_p = \text{diameter katalis} = 0,327 \text{ cm} = 0,0107 \text{ ft}$$

$$h_i = 0,813 \left(\frac{0,0185}{0,0725} \right) e^{\left[\frac{-6 \times 0,017}{0,0725} \right]} \left(\frac{0,0107 \times 2019,7731}{0,0875} \right)^{0,90}$$

$$= 12,1831 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_i = h_i \times (ID/OD)$$

$$= 12,1831 \times (0,87/1)$$

$$= 10,60 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

4. Shell side (*fluida dingin*)a. Luas aliran *shell* ; a_s :

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

dimana ; $C' = P_T - OD = 1 \frac{1}{4} - 1 = 0,25$ $B = ID \text{ shell (baffle maksimum)}$ $= 6,4 \text{ ft} = 76,8 \text{ in}$

$$a_s = \frac{76,8 \times 0,25 \times 76,8}{144 \cdot 1,25}$$

$$= 8,192 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_s :

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{742273,4081 \text{ lb/jam}}{8,192 \text{ ft}^2}$$

$$= 90609,5469 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

c. Bilangan Reynold ; R_{es} :

$$R_{es} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$$

Dimana ; $D_e = \text{diameter ekuivalen shell}$ $= 0,99 \text{ in (fig. 28 Kern)}$

Pada $t_c = (30 + 60) / 2 = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat fisik air pendingin :

Viskositas $\mu = 0,5989 \text{ lb/jam.ft}$ Konduktifitas panas $k = 0,3682 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$ Kapasitas panas $c = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$

$$R_{cs} = \frac{0,0825 \text{ ft} \times 900609,54691 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,5989 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 12481,6958$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar ; h_o :

$$h_o = JH \left[\frac{k}{D_e} \right] \left[\frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

untuk $R_{cs} = 12481,6958$ dari fig. 24 Kern didapat $JH = 55$

$$h_o = 55 \left[\frac{0,3682}{0,0825} \right] \left[\frac{1 \times 0,5989}{0,3682} \right]^{0,14} \quad (1)$$

$$= 288,6796 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

5. Koefisien perpindahan panas

$$U_o = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{10,60 \times 288,6796}{10,60 + 288,6796}$$

$$= 10,2246 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

6. Faktor pengotoran ; R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{10,2246 - 3,5585}{10,2246 \times 3,5585}$$

$$= 0,1832 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

7. *Pressure drop*a. *Shell side*

$$\Delta P_s = \frac{f G_s D_G (N+1)}{5,22 \times 10^{10} D_e s}$$

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_s = 12481,6958$ didapat faktor friksi $f = 0,0020$

$$\begin{aligned} (N+1) &= 12 \times (L/B) \\ &= 12 \times (18/76,8) \\ &= 2,8125 \text{ ft} \end{aligned}$$

D_s = diameter dalam *shell* = 6,4 ft

D_e = diameter ekivalen *shell* = 0,0825 ft

s = spesifik grafiti air = 1

maka :

$$\Delta P_s = \frac{0,002 \times 90609,5469^2 \times 6,4(2,8125)}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0825 \times 1}$$

$$= 0,0686 \text{ psi}$$

ΔP_s hitung < ΔP_s maksimum = 10 psi maka desain *shell* layak digunakan.

b. *Tube side*

Pressure drop (penurunan tekanan) dalam pipa yang berisi katalisator digunakan persamaan 5 – 196 Perry edisi 6 hal. 5 – 53 :

$$\Delta P_s = \frac{2 \cdot f_m \cdot G^2 \cdot L \cdot (1 - \epsilon)^{3-n}}{D_p \cdot g_c \cdot \rho \cdot s \cdot \epsilon^3}$$

Dimana : L = tinggi katalisator (*bed*) = 16 ft

g_c = konstanta grafitasi = 32,174 lbf-ft/lbm.det²

D_p = diameter katalisator = 0,0107 ft

ϵ = *voidage*

n = eksponen fungsi dari Re

ρ = densitas gas = 0,46 lb/ft³

$\phi_s = \text{shape factor} = 0,73$ (Tabel 5-18 Perry edisi 6)

$f_m = \text{faktor gesekan}$

$$N_{Re} = \frac{D_p \cdot G}{\mu}$$

Dimana ; $G = \text{kecepatan massa gas} = 2019,7731 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$

$\mu = \text{viskositas gas} = 0,0875 \text{ lb/jam.ft}$

$$N_{Re} = \frac{0,0107 \text{ ft} \times 2019,7731 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,0875 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 246,9884$$

untuk $N_{Re} = 246,9894$ dari fig. 5-67 hal. 5-53 Perry edisi 6 didapat $n = 1,85$
dan $f_m = 1,5$

$$\Delta P = \frac{2 \times 1,5 \times 2019,7731^2 \times 16(1 - 0,52)^{3-1,85}}{0,0107 \times 32,174 \times 0,46 \times 0,73^{(3-1,85)} \times 0,52^2} \times \frac{1}{5,22 \times 10^{10}}$$

$$= 0,0034 \text{ psi}$$

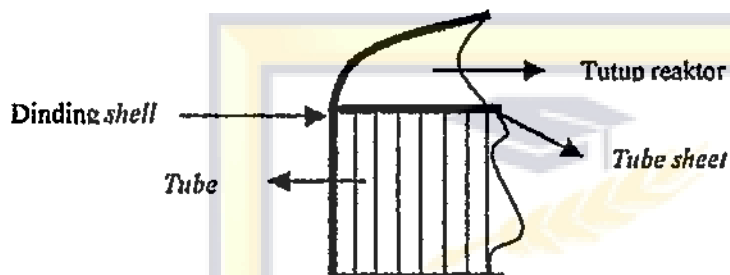
$\Delta P_1 < \Delta P_1 \text{ maksimum} = 2$ maka desain layak untuk digunakan .

sehingga dari segi koefisien perpindahan panas maupun *pressure drop* memenuhi, maka desain *shell* dan *tube* dapat digunakan .

Bahan konstruksi *tube* dipakai *high alloy steel* SA 213 Grade TP 316, 16 BWG.

3. Perhitungan Tebal *Tube sheet*

Konstruksi *tube sheet* dipakai bahan SA-167 Grade 10 type 310 dengan tegangan maksimum yang diijinkan $f = 17200$ psi (*Appendix D Brownell & Young*)



Tebal efektif *tube sheet* :

$$f = 0,5 \times F.G.(P/S)^{0,30}$$

Dimana : S = 17200 psi (*allowable working stress*)

P = tekanan desain

= 1,1 x tekanan operasi

= 1,1 x 1,5 atm

= 1,65 atm = 24,255 psi

G = diameter dalam *shell* = 6,4 ft = 76,8 in

F = konstanta untuk *fixed bed* = 1 (*standart TEMA fig. R-7151*)

Maka : $f = 0,5 \times 1 \times 76,8 (24,255 / 17200)^{0,30}$

= 5,36 in

dipakai tebal *tube sheet* sebesar 5,5 in.

4. Perhitungan Tebal *Shell* (dinding) Reaktor

Tebal *shell* dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 Brownell & Young hal. 45 sebagai berikut :

$$t_s = \frac{P.d}{2fE} + C$$

Dimana : t_s = tebal *shell* ; in

P = tekanan desain ; psi

d = diameter dalam *shell* = 6,4 ft = 76,8 in

f = tegangan yang diijinkan dari bahan konstruksi ; psi

E = faktor penyambung

C = faktor korosi = 0,125 in/tahun

Bahan konstruksi untuk *shell* digunakan *high alloy steel* SA-167 tipe 304 Grade 310 dengan nilai f = 17200 psi (*Appendix D* hal. 342 Brownell & Young). Faktor sambungan tipe *double-welded butt joint* E = 80 %.

Tekanan hidrostatik air pendingin (P_h)

$$\begin{aligned} P_h &= \frac{\rho_{air} \times L_{\text{tenda}}}{144} \\ &= \frac{62,43 \text{ lb/ft}^3 \times 18 \text{ ft}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2} \\ &= 7,8038 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 36,75 + 7,8038 \\ &= 44,5538 \text{ psi} \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{44,5538 \text{ psi} \times 76,8 \text{ in}}{2 \times 17200 \text{ psi} \times 0,80} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,249 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal *plat shell* standar $0,25 \text{ in} = 0,00635 \text{ in}$

5. Perhitungan Tebal Tutup

Tebal tutup dihitung dengan menggunakan pers. 7-88 Brownell & Young untuk tutup tipe *hemispherical*.

$$t_s = \frac{P \cdot d_i}{2f \cdot E - 0,4 P} + C$$

dimana ; t_s = tebal tutup (in)

P = tekanan desain (psi)

f = tegangan yang diijinkan dari bahan konstruksi ; psi

E = faktor penyambung

C = faktor korosi

Konstruksi untuk tutup reaktor atas dan bawah sama dengan *shell* (dinding) reaktor.

Maka :

$$t_s = \frac{44,538 \text{ psi} \times 76,8 \text{ in}}{(4 \times 17200 \text{ psi} \times 0,80) - (0,4 \times 44,538) \text{ psi}} + C$$

$$= 0,1872 \text{ in}$$

Digunakan tebal pelat standar $3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$.

Kedua tutup ditetapkan sama tebalnya, karena *hemispherical head*.

Maka jari-jari tutup (r_H) :

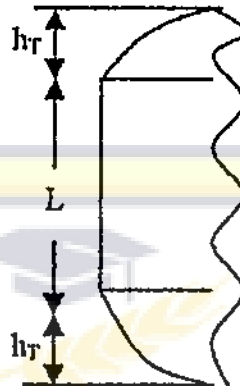
$$\begin{aligned} r_H &= 0,5 ID_{shell} \\ &= 0,5 \times 76,8 \text{ in} \\ &= 38,4 \text{ in} \end{aligned}$$

Tidak ada *icr* (*inside crown radius*) dan *sf* (faktor sambungan) 0 maka tinggi tutup (h_T) :

$$\begin{aligned} h_T &= r_H + sf + t_s \\ &= 38,4 + 0 + 0,25 \\ &= 36,65 \text{ in} = 3,221 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jadi tinggi reaktor total (H) :

$$\begin{aligned} H &= L + 2 h_T \\ &= 18 + 2 (3,221) \\ &= 24,442 \text{ ft} = 7,45 \text{ m} \end{aligned}$$



6. Perancangan Lubang

Nozzle yang ada dirancang antara lain :

1. Lubang pemasukan reaktan (*feed*)
2. Lubang pengeluaran produk
3. Lubang pemasukan dan pengeluaran air pendingin

a. Ukuran Nozzle

Nozzle pemasukan reaktor

Dari perhitungan neraca massa diketahui komposisi umpan reaktor :

Komponen	Kg/jam	Kgmol	Fraksi mol
C_3H_6	2130,3832	50,7234	0,1198
C_3H_8	21,5190	0,4891	0,0011
O_2	2502,2921	78,1966	0,1846
N_2	8236,6682	294,1667	0,6945
Total	12890,8625	423,5758	1,0000

Laju gas massa gas $m = 12890,8625 \text{ kg/jam} = 28393,9703 \text{ lb/jam}$.

Densitas campuran gas (ρ) :

$$\rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T_2}{T_1} \times \frac{P_2}{P_1}$$

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

$$= (0,1198 \times 42) + (0,0011 \times 44) + (0,1846 \times 32) + (0,6946 \times 28)$$

$$= 30,4362 \text{ lb/lbmol}$$

V adalah volume gas ideal pada kondisi STP (1 atm ; 25 °C) sebesar 22,4 ltr/grmol = 359 ft³/lbmol.

Viskositas gas $\mu = 0,0677 \text{ lb/jam.ft} = 1,8806 \times 10^{-5} \text{ lb/jam.ft.det}$

$$\text{Maka : } \rho = \frac{30,4362 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{1068 \text{ }^\circ\text{R}}{492 \text{ }^\circ\text{R}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{22,05 \text{ psi}}$$

$$= 0,1227 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir volumetrik gas ; Q

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

$$= \frac{28393,9703 \text{ lb/jam}}{0,1227 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 231409,7009 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 64,2805 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Diameter optimum pipa dihitung dengan menggunakan persamaan 15 Peters hal. 496 aliran turbulen ($N_{Re} > 22100$).

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

$$= 3,9 (64,2805)^{0,45} \times (0,1227)^{0,13}$$

$$= 19,3308 \text{ in}$$

Dari tabel 6-6 Perry edisi 6 hal. 6-44 dipilih pipa standar dengan spesifikasi :

Nominal pipa size	NPS	: 20 in
Schedule		: 20 ST
Diameter luar	OD	: 20 in
Diameter dalam	ID	: 19,25 in = 1,6042 ft
Luas penampang dalam	A	: 2,0211 ft ²

Uji bilangan Reynold (N_{Re}):

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

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

$$= \frac{64,2805 \text{ ft}^3/\text{det}}{2,0211 \text{ ft}^2}$$

$$= 31,8047 \text{ ft/det}$$

maka : $N_{Re} = \frac{0,1227 \text{ lb/ft}^3 \times 31,8047 \text{ ft/det} \times 1,6042 \text{ ft}}{1,8806 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.det}}$

$$= 332887,8516$$

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

b. *Nozzle* pengeluaran produk

Komponen	Kg/jam	Kgmol	x_i ; Fraksi mol
O ₂	119,1702	3,7241	0,0087
N ₂	8236,6682	294,1667	0,6888
C ₄ H ₄ O	2499,6496	44,6366	0,1045
CO ₂	868,0149	19,7276	0,0462
H ₂ O	1167,3596	64,8533	0,1518
Total	12890,8625	427,1083	1,0000

Laju alir massa gas $m = 12890,8625 \text{ kg/jam} = 28393,9703 \text{ lb.jam}$

Densitas campuran gas (ρ) :

$$\rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T_2}{T_1} \times \frac{P_2}{P_1}$$

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

$$= (0,0087 \times 32) + (0,6888 \times 28) + (0,1045 \times 56) + (0,0462 \times 44) + (0,1518 \times 18)$$

$$= 30,182 \text{ lb/lbmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka : } \rho &= \frac{30,182 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{1068 \text{ }^\circ\text{R}}{492 \text{ }^\circ\text{R}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{22,05 \text{ psi}} \\ &= 0,1217 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas gas } \mu = 0,0876 \text{ lb/jam.ft} = 2,4333 \times 10^{-5} \text{ lb/jam.ft.det}$$

Laju alir volumetrik gas ; Q

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{29393,9703 \text{ lb/jam}}{0,1217 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 241528,1044 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 67,0911 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa dihitung dengan menggunakan pers. 15 Peters hal. 496 untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 Q_r^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 (67,0911)^{0,45} \times (0,1217)^{0,13} \\ &= 19,6857 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 6-6 Perrys edisi 6 hal. 6-44 dipilih pipa baja standar dengan spesifikasi :

Nimnal pipa size	NPS	: 20 in
Schedule	Sch	: 20 ST
Diameter luar	OD	: 20 in
Diameter dalam	ID	: 19,25 in = 1,6042 ft
Luas penampang dalam	A	: 2,0211 ft ²
Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :		

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

$$\begin{aligned} \text{Dimana : } V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{67,0911 \text{ ft}^3/\text{det}}{2,0211 \text{ ft}^2} \\ &= 33,1953 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{maka : } N_{Re} &= \frac{0,1217 \text{ lb/ft}^3 \times 33,1953 \text{ ft/det} \times 1,6042 \text{ ft}}{2,4333 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.det}} \\ &= 266336,0975 \end{aligned}$$

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

c. *Nozzle* pemasukan dan pengeluaran air pendingin.

Dari hasil perhitungan neraca panas diketahui :

$$\text{Laju alir massa air pendingin } m = 336992,1273 \text{ kg/jam} = 742273,4081 \text{ lb/jam}$$

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

$$\text{Viskositas air pendingin } \mu = 1,573 \text{ lb/jam.ft} = 4,3694 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volumetrik ;

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{742273,4081 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 11889,69098 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ det} \\ &= 3,3027 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa (D_i) dihitung dengan menggunakan pers. 15 Peters hal. 496 untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 Q_r^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 (3,3027)^{0,45} \times (62,43)^{0,13} \end{aligned}$$

$$= 11,43 \text{ in}$$

Dari tabel 6-6 Perrys edisi 6 hal. 6-44 dipilih pipa baja standar dengan spesifikasi :

Nominal pipa size NPS : 12 in

Schedule Sch : 80 ST

Diameter luar OD : 12,75 in

Diameter dalam ID : 11,374 in = 0,9478 ft

Luas penampang dalam A : 0,7056 ft²

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

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

Dimana : V

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

$$= \frac{3,3027 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,7056 \text{ ft}^2}$$

$$= 4,6807 \text{ ft/det}$$

$$\text{maka : } N_{Re} = \frac{62,43 \text{ lb/ft}^3 \times 4,6807 \text{ ft/det} \times 0,9478 \text{ ft}}{4,3694 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.det}}$$

$$= 633868,3126$$

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



VIII. Utilitas

BAB VII

UTILITAS

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

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

1. Unit Penyediaan Uap (*Steam*)

Penyediaan steam untuk pabrik asam propanoat 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 dapat diketahui rincian kebutuhan *steam* sebagai berikut :

Tabel VII – 1. Kebutuhan *steam* untuk pemanasan

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah <i>steam</i> (kg/jam)
1	<i>Vaporizer</i>	V – 01	906,3687
2	<i>Heater</i>	H – 01	516,8975
3	<i>Heater</i>	H – 02	3499,8096
4	<i>Reboiler</i>	RB – 01	43001,7197
Total			47924,7955

Untuk memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, maka direncanakan *steam* yang disediakan 10% lebih besar dari kebutuhan normal

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

$$= 1,1 \times 47924,7955 \text{ kg/jam}$$

$$= 52717,2751 \text{ kg/jam} = 116117,3460 \text{ lb/jam}$$

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* pada suhu 350°C dan tekanan 16535,1 kpa. Dari tabel C.1 Smith - Van Ness halaman 579 diketahui data entalpi *steam* pada kondisi :

1. *liquid* jenuh; $H_f = 1671,8 \text{ kJ/kg} = 726,1074 \text{ Btu/lb}$

2. uap jenuh; $H_g = 2567,7 \text{ kJ/kg} = 1115,2208 \text{ Btu/lb}$

a. Power boiler

Power *boiler* dihitung sesuai persamaan

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

Dimana ms = massa *steam* yang dihasilkan (lb/jam)

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

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

Maka :

$$Hp = \frac{116117,3460 \times (1115,2208 - 726,1074)}{33480}$$

$$= 1349,55 \text{ Hp}$$

Digunakan power *boiler* 1350 Hp.

b. Kebutuhan air umpan boiler.

Kebutuhan air umpan *boiler* dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

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

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

W = steam yang dihasilkan boiler; lb/jam

F = faktor evaporasi

Faktor evaporasi dihitung dengan persamaan

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

$$F = \frac{(1115,2208 - 726,1074)}{970,4}$$

$$= 0,4$$

maka $W' = \frac{116117,3460}{0,4}$

$$= 290293,3650 \text{ lb/jam} = 131793,1877 \text{ kg/jam}$$

Jadi Kebutuhan air umpan *boiler* sebesar 131793,1877 kg/jam

c. Kebutuhan bahan bakar

Untuk bahan bakar *boiler* digunakan minyak diesel (*diesel oil*) dengan *heating value* $H_v = 19525$ Btu/lb. Efisiensi pembakaran boiler 90%. Kebutuhan bahan bakar *boiler* :

$$M_f = \frac{ms(H_g - H_f)}{\eta B \times H_v}$$

Dimana m_f = massa bahan bakar; lb/jam

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

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

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

η_B = efisiensi *boiler*

H_v = nilai kalor bahan bakar, Btu/lb

$$\begin{aligned} \text{maka } m_f &= \frac{116117,360(1115,2208 - 726,1074)}{0,90 \times 19525} \\ &= 2571,2223 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

diketahui densitas bahan bakar $\rho = 54,9384 \text{ lb/cuft}$

maka *rate* volumetrik bahan bakar boiler :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{2571,2223 \text{ lb/jam}}{54,9384 \text{ lb/cuft}} \\ &= 46,8 \text{ cuft/jam} \\ &= 1325,376 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

d. Perpindahan panas boiler

Boiler yang dipakai tipe *water tube boiler*.

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

Jadi *heating surface boiler* (A) :

$$\begin{aligned} A &= H_p \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 1350 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 13500 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

ditetapkan *tube boiler* :

1. *nominal pipe size* NPS = 3 in
2. luas permukaan per panjang *tube* a = 0,917 ft²/ft
3. panjang *tube* L = 24 ft

maka jumlah tube boiler, Nt :

$$\begin{aligned}
 Nt &= \frac{A}{a_o \times L} \\
 &= \frac{13.500 \text{ ft}^2}{0,917 \text{ ft}^2 / \text{ft} \times 24 \text{ ft}} \\
 &= 613,4133 \text{ buah} \\
 &= 614 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi *Boiler B-01*

1. Nama alat : *boiler*
2. Fungsi : menghasilkan *steam*
3. Tipe : *water tube boiler*
4. Panjang tube : 24 ft
5. Jumlah tube : 614 buah
6. Jenis bahan bakar : *diesel oil*
7. Jumlah bahan bakar : 1325,376 liter/jam
8. Power boiler : 1350 Hp
9. Jumlah alat : 1 buah

2. Unit Penyediaan Air

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

Pengadaan air diperoleh dari air sungai yang di pompa ke dalam bak penampung pendahuluan (*reservoir*), dengan dilewatkan pada penyaring atau sekat guna menghindari terbawanya kotoran-kotoran menuju bak penampung. Air dari bak penampung selanjutnya dipompakan ke tangki sedimentasi (*clarifier*) untuk ditambahkan flokulan (*alum*) guna mengendapkan zat padat tersuspensi dalam air. Biasanya ditambahkan soda abu (*natrium karbonat*) untuk membantu pengendapan dengan menaikkan kebasahannya.

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

a. Perhitungan kebutuhan air

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

1. Air Pendingin

Tabel VII - 2. Kebutuhan air pendingin pada peralatan proses

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah Air (kg/jam)
1.	Reaktor I	R - I	336992,1273
2.	Cooler I	C - 01	2412,2934
3.	Reaktor II	R - 02	118572,2434
4.	Condenser	CD - 01	457909,6159
5.	Cooler	C - 02	8073,2114
Total			923959,4914

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

$$\begin{aligned} \text{Air yang disirkulasi} &= 90/100 \times 923959,4914 \text{ kg/jam} \\ &= 831563,5423 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang harus ditambahkan (make-up water)} &: \\ &= 923959,4914 - 831563,5423 \\ &= 92395,9491 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler diperoleh pada perhitungan unit penyediaan steam sebanyak 131793,1877 kg/jam untuk menghasilkan steam sebanyak 52717,2751 kg/jam. Kondensat steam disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan sebelum disirkulasi sebanyak 20% dari total kondensat steam.

Kondensat *steam* yang disirkulasi :

$$= 80/100 \times 47924,7955 \text{ kg/jam}$$

$$= 38339,8364 \text{ kg/jam}$$

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

$$= 131793,1877 - 38339,8364$$

$$= 93453,3513 \text{ kg/jam}$$

3. Air Proses

Kebutuhan air proses digunakan pada peralatan absorber – 01 sebanyak 12327,1094 kg/jam. Untuk memperhitungkan faktor keamanan maka direncanakan air proses yang disediakan 10% berlebih dari kebutuhan normal.

Jadi jumlah air proses yang disediakan sebanyak

$$= 1,1 \times 12327,1094 \text{ kg/jam}$$

$$= 13559,8203 \text{ kg/jam}$$

4. Air Sanitasi

Jumlah karyawan pabrik asam propanoat sebanyak 150 orang dengan kebutuhan air 600 liter perhari setiap orang.

Total kebutuhan air karyawan :

$$150 \times 600 \text{ liter/hari} = 90.000 \text{ liter/hari}$$

Spesifikasi Peralatan pada Unit Utilitas :

1. Pompa Air Sungai

Kode alat : P – 01

Fungsi : Memompa air dorongan ke bak penampungan

Tipe : Single stage centrifugal pump

Rate massa : 448588,3716 lb/jam

Densitas air : 62,43 lb/ft³

Viscositas air : 0,00067 lb/ft det

Rate volumetrik air (Q) :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{p} \\
 &= \frac{448588,3716 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}} \\
 &= 7185,4617 \text{ cuft/jam} = 1,9960 \text{ cuft/detik}
 \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa (Di)

Diameter optimum pipa dihitung dengan menggunakan persamaan 15 hal. 496 Peters, untuk asumsi aliran turbulen ($N_{re} > 2100$).

$$\begin{aligned}
 D_i &= 3,9 qf^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 1,9960^{0,45} \times 62,43^{0,13} \\
 &= 9,11 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (Perrys tabel 6 – 6)

NPS : 10 in

Schedule : 120

Diameter dalam (Di) : 9,062 in = 0,7552 ft

Luas penampang (A) : 0,4479 ft²

Uji bilangan Reynolds :

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

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

$$V = \frac{19960 \text{ cuft / detik}}{0,4479 \text{ ft}^2}$$

$$= 4,4564 \text{ ft/detik}$$

maka $N_{Re} = \frac{62,43 \text{ lb/cuft} \times 4,4564 \text{ ft/detik} \times 0,7552 \text{ ft}}{6,72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}}$

$$= 312658,4775$$

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

Instalasi perpipaan yang digunakan

- Panjang pipa lurus $L = 50000 \text{ ft}$
- Tinggi pemompaan $Z = 75 \text{ ft}$
- 10 buah standar elbow 90° , 2 buah gate valve, 1 buah globe valve dan 3 buah standar elbow 45° .

Panjang ekuivalen sambungan; Le :

a elbow 90° (standar radius) $Le = 10 \times 32 \times 0,7552 = 241,6640 \text{ ft}$

b. gate valve (open) $Le = 2 \times 7 \times 0,7552 = 10,5728 \text{ ft}$

c. globe valve (open) $Le = 1 \times 300 \times 0,7552 = 226,5600 \text{ ft}$

d. elbow 45° $Le = 5 \times 15 \times 0,7552 = 33,9340 \text{ ft}$

Total panjang ekuivalen. $Le = 512,7808 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total } \Sigma L &= L + L_e \\
 &= 50000 + 512,7808 \\
 &= 50512,7808 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

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 komersial steel dengan $\epsilon = 0,00015$.

Untuk $\epsilon/D = 0,0002$ dan $N_{Re} = 312658,4775$ diperoleh dari grafik 14 - 1

(Peters hal. 482) faktor friksi $f = 0,0045$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= \frac{0,0045 \times 50512,7808 \text{ ft} \times (4,4564 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{detik}^2 \times 0,7552 \text{ ft}} \\
 &= 92,8934 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m
 \end{aligned}$$

Energi mekanik pompa (-Ws)

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

$$\text{dimana } \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$\frac{\Delta V^2}{2g_c} = \frac{(4,4564 - 0)^2}{2 \times 32,174} = 0,3086 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} = 75 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

$$\begin{aligned} \text{maka } -W_s &= 75 + 0,3086 + 92,8934 \\ &= 168,2020 \text{ ft-lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Kerja pompa :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{168,2020 \text{ ft-lb}_f / \text{lb}_m \times 1,9960 \text{ ft}^3 / \text{detik} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft-lb}_f / \text{detik/HP}} \\ &= 38,11 \text{ HP} \end{aligned}$$

Power pompa (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta} \quad (\eta = \text{efisiensi pompa})$$

Dari fig. 14 – 37 Peters hal. 520 didapat $\eta = 58\%$

$$\text{BHP} = \frac{38,11}{0,58} = 65,71 \text{ HP}$$

Power motor (P)

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

Dari fig. 14 – 38 Peters hal. 521 didapat $\eta = 90\%$

$$\text{Maka } P = \frac{65,71}{0,90} = 73,01 \text{ HP}$$

Digunakan pompa dengan daya motor 73,01 HP

Spesifikasi pompa air sungai :



Kode alat	: P - 01
Tipe	: <i>single stage centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 3,40 m/jam
Head Pompa	: 168,2020 ft-lb/lb _m
Power Motor	: 60,5 HP
Bahan Konstruksi	: <i>cast iron</i>
Jumlah	: 2 buah (1 buah cadangan)

2. *Reservoir*

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

Kode alat : T - 01

Tipe : Tangki silinder horizontal dengan tutup bawah konis

Rate air masuk $m = 448588,3716 \text{ lb/jam}$

Densitas $\rho = 62,431 \text{ lb/cuft}$

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

Volume air yang ditampung (V) :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{m \times t}{\rho} \\
 &= \frac{448588,3716 \text{ lb/jam} \times 2 \text{ jam}}{62,431 \text{ lb/cuft}} \\
 &= 4370,9233 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Dirancang 90 % dari volume *reservoir* berisi air

$$\text{Volume reservoir, } V_r = \frac{14370,9233 \text{ cuft}}{0,90}$$

$$= 15967,6926 \text{ cuft}$$

dipilih perbandingan panjang L dan diameter D = 3 : 1, dan sudut konis

$$\theta = 15^\circ.$$

Volume reservoir = volume silinder + volume konis

$$\text{volume silinder } V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 L \quad (L = 3D)$$

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

$$= 2,355 D^3$$

$$\text{volume konis } V_c = \frac{1}{12} \pi D^2 h \quad h = \text{tinggi konis}$$

$$= \frac{1}{24} \pi D^3 \tan 15^\circ \quad = \frac{1}{2} D \cdot \tan \alpha = \frac{1}{2} D \tan 15^\circ$$

$$= 0,0351 D^3$$

maka $V_r = V_s + V_c$

$$= 2,355 D^3 + 0,0351 D^3$$

$$= 2,3901 D^3$$

$$\text{diameter silinder } D = \left(\frac{V_r}{2,3901} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = \left(\frac{15967,6926}{2,3901} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 18,83 \text{ ft} = 5,74 \text{ m}$$

panjang silinder $L = 3 D$

$$= 3 \times 5,74 \text{ m} = 17,22 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi konis} \quad h &= \frac{1}{2} D \operatorname{tg} 15^\circ \\
 &= \frac{1}{2} \times 5,74 \times \operatorname{tg} 15^\circ \\
 &= 0,77 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Reservoir

Kode alat	: T - 01
Tipe	: tangki horizontal tutup bawah konis
Kapasitas	: $15967,6926 \text{ cuft} = 452,2 \text{ m}^3$
Dimensi	: diameter = 5,741 m panjang = 17,22 m tinggi konis = 0,77 m
Bahan konstruksi	: carbon steel
Jumlah	: 1 buah

3. Clarifier

Fungsi : untuk mengendapkan kotoran yang tersuspensi dalam air dengan menambahkan flokulan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$

Kode : T - 02

Tipe : tangki silinder vertikal dengan tutup bawah konis

Rate air masuk $m = 203659,1207 \text{ kg/jam} = 448588,8716 \text{ lb/jam}$

Densitas $p = 62,43 \text{ lb/cuft}$

Waktu tinggal $t = 3 \text{ jam}$

$$\text{Rate volumetrik air } Q = \frac{448588,8716 \text{ lb/jam} \times 3 \text{ jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 21556,4090 \text{ cuft}$$

Dirancang tangki 90% dari volume tangki berisi air dan dipilih perbandingan tinggi (H) dan diameter (D) = 1 : 5 dengan sudut konis 45°.

$$\begin{aligned} \text{volume clarifier (V)} &= \frac{21556,4090 \text{ cuft}}{0,90} \\ &= 23951,5657 \text{ cuft} = 678 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{volume silinder; Vs} &= \frac{1}{4}\pi D^2 H \quad (H = 5D) \\ &= \frac{5}{4} \pi D^3 \\ &= 3,925 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume konis; Vc} &= \frac{1}{12}\pi D^2 h \quad (h = \text{tinggi konis} = \frac{1}{2}D \text{ tg } 45^\circ = D) \\ &= \frac{\pi}{24} D^3 \\ &= 0,1308 D^3 \end{aligned}$$

maka :

$$V = V_s + V_c$$

$$V = 3,925 D^3 + 0,1308 D^3$$

$$= 4,0558 D^3$$

$$\text{diameter silinder } D = \left(\frac{V}{4,0558} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{23951,5389}{4,0558} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\doteq 18 \text{ ft} = 5,5 \text{ m}$$

$$\text{tinggi konis} \quad h = \frac{1}{2}D = \frac{1}{2} \times (18 \text{ ft}) = 9 \text{ ft} = 2,74 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi silinder} \quad H &= 5D \\ &= 5 \times 18 \text{ ft} = 90 \text{ ft} = 27,432 \text{ m} \end{aligned}$$

Desain pengaduk *clarifier* :

Dipilih pengaduk jenis *marine propeller* 3 sudu *blade* dari Brown hal.

507 diketahui konfigurasi pengaduk sebagai berikut :

$$Dt/Di = 3$$

$$Zi/Di = 0,75-1,3$$

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

$$W/Di = 0,10$$

$$L/Di = 0,25$$

$$J/Di = 0,17$$

Dimana Dt : diameter dalam tangki

Di : diameter *impeller*

Zi : tinggi pengaduk dari dasar tangki

W : lebar *baffle*

L : panjang sudu

J : lebar sudu

Maka diperoleh :

$$DI = DO = 18/3 = 6 \text{ ft}$$

$$Zi = 1,3 Di = 1,3 (6 \text{ ft}) = 7,8 \text{ ft}$$

$$W = 0,10 Di = 0,10 (6 \text{ ft}) = 0,6 \text{ ft}$$

$$L = 0,25 D_i = 0,25 (6 \pi) = 1,5 \text{ ft}$$

$$J = 0,17 D_i = 0,17 (6 \text{ft}) = 1,02 \text{ ft}$$

Power pengaduk

Bilangan Reynolds (N_{re})

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

Dimana D_i = diameter *impeller* = 6 ft

N = putaran pengaduk = 60 rpm = 1 rps

ρ = densitas air = 62,43 lb/cuft

μ = viskositas air = $6,72 \times 10^4$ lb/ft.detik

maka
$$N_{re} = \frac{6^2 \times 1 \times 62,43}{6,72 \times 10^{-4}}$$

$$= 3344464,2860$$

untuk $N_{re} = 334464,2860$ dari grafik 447 hal. 507 Brown diperoleh (*power number*) $\Phi = 0,90$.

Power pengaduk $P = \frac{\Phi n^3 D_i^5 \rho}{gc}$ (pers. 461 hal. 506 Brown)

$$P = \frac{0,90 \times 1^3 \times 6^5 \times 62,43}{32,174}$$

$$= 13579,6019 \text{ ft-lbf/detik}$$

$$= 24,7 \text{ Hp}$$

efisiensi motor 88 % (fig. 14-38 Peters hal 521)

Power motor $P = \frac{24,7}{0,88} = 28 \text{ Hp}$

Digunakan power motor pengaduk *clarifier* $P = 30$ Hp. Kebutuhan koagulan :

Diambil koagulan $Al_2(SO_4)_3$, yang digunakan sebanyak 5 ppm

Maka jumlah koagulan yang ditambahkan pada *clarifier* sebanyak:

$$= 448588,3716 \text{ lbjam/cuft} \times \frac{5}{1.000.000}$$

$$= 2,24291 \text{ b/jam} = 1,0183 \text{ kg/jam}$$

Spesifikasi *clarifier*

Kode alat	: T - 02
Tipe	: <i>graffiti clarifier</i>
Kapasitas	: 678 m^3
Dimensi	: tinggi = 30 m diameter = 5,5 m
Tipe pengaduk	: <i>marine propeller</i> 3 sudu
Power motor pengaduk	: 30 Hp
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

4. *Sand Filter*

Kode alat : T - 03

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

Tipe : *gravity sand filter*

Rate air masuk $m = 203659,1207 \text{ kg/jam} = 448588,37161 \text{ b/jam}$

Densitas air $\rho = 62,431 \text{ b/cuft}$

Waktu tinggal $t = 1,5 \text{ jam}$

Rate volumetrik air masuk (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} = \frac{448588,3716 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 7185,4617 \text{ cuft/jam} \\ &= 119,7577 \text{ cuft/menit} \end{aligned}$$

Diambil kecepatan filtrasi; $Q_r = 4 \text{ gallon/ft}^2 \cdot \text{menit}$
 $= 0,5348 \text{ cuft/ft}^2 \cdot \text{menit}$

maka luas penampang tangki (A) :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Q_r} \\ &= \frac{119,7577 \text{ cuft/menit}}{0,5348 \text{ cuft/ft}^2 \cdot \text{menit}} = 224 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{diameter tangki } D &= \left(\frac{A}{1/4\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{224}{1/4 \times 3,14} \right)^{1/2} \\ &= 17 \text{ ft} = 5,20 \text{ m} \end{aligned}$$

dipilih perbandingan tinggi (H) dan diameter (D) tangki = 3 : 1

maka tinggi tangki $H = 3 D$

$$H = 3 \times (5,20 \text{ m}) = 15,6 \text{ m.}$$

Spesifikasi *Sand Filter*

Kode Alat	: T - 03
Tipe	: <i>grafity sand filter</i>
Kapasitas	: 7185,4617 cuft/jam
Dimensi	: Tinggi pasir halus = 3 m Tinggi pasir kasar = 3 m Tinggi kerikil = 3 m Tinggi tangki = 15,6 m Diameter tangki = 5,2
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

5. Bak Air Bersih

Kode alat : B-01

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

Tipe : bak persegi panjang

Laju alir massa air masuk $m = 203659,1207 \text{ kg/jam} = 448588,3716 \text{ lb/jam}$

Densitas $\rho = 62,431 \text{ lb/cuft}$

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

$$\begin{aligned} \text{Volume air tertampung} &= \frac{448588,3716 \text{ lb/jam} \times 2 \text{ jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}} \\ &= 14370,9233 \text{ cuft} \end{aligned}$$

dirancang 90 % dari volume bak berisi air.

$$\begin{aligned} \text{Maka volume bak } V &= \frac{14370,9233 \text{ cuft}}{0,90} \\ &= 15967,6926 \text{ cuft} = 452 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

dipakai bak bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

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

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

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

maka volume bak (V) :

$$V = p.l.t$$

$$= 3X^3$$

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

$$= \left(\frac{15967,6926}{3} \right)^{1/3}$$

$$= 17,5 \text{ ft} = 5,3 \text{ m}$$

Spesifikasi Bak Air Bersih

Kode alat : B-01 Tipe

Tipe : bak beton persegi panjang

Kapasitas : 452 m³

Dimensi : Panjang : 10,6 m
 Lebar : 5,3 m
 Tinggi : 7,95 m

Bahan Kontruksi : beton

Jumlah : 1 buah

6. Ion exchanger

Ion exchanger terdiri dari 2 buah yaitu tangki kation exchanger dan tangki anion exchanger.

a. Kation exchanger

Kode alat : KE - 01

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

Tipe : fixed bed ion exchanger

Rate air masuk $m = \text{air proses} + \text{air umpan boiler}$
 $= 107013,1716 \text{ kg/jam} = 235711,8317 \text{ lb/jam}$

Densitas $p = 62,43 \text{ lb/cuft}$

Rate volumetrik air masuk (Q) :

$$Q = \frac{235711,8317 \text{ lb/jam}}{62,43}$$

$$= 3775,6180 \text{ cuft/jam} = 8,4116 \text{ gpm}$$

Diperkirakan kandungan air masuk yang akan dihilangkan kationnya sebagai berikut :

$$\text{Mg}^{+2}; \text{Ca}^{+2} = 0,5995 \text{ mek/liter}$$

$$\text{Fe}^{+2} = 0,0356 \text{ mek/liter}$$

$$\text{Mn}^{+2} = 0,0182 \text{ mek/liter}$$

$$\text{Total} = 0,6533 \text{ mek/liter}$$

Kation *exchanger* beroperasi 16 jam/hari dengan 8 jam regenerasi.

Total kation yang dihilangkan :

$$= 0,6533 \text{ mek/liter} \times 1 \text{ gel/1000 mek} \times 3775,6180 \text{ ft}^3/\text{jam} \times$$

$$16 \text{ jam} \times 28,32 \text{ liter/ft}^3$$

$$= 1117,6709 \text{ grek}$$

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

Kapasitas penyerapan : 0,5 - 2,0 grek/liter (diambil 1 grek/liter)

Tinggi bed minimum : 24 in

Regenerasi resin : HCl atau H₂SO₄ g/liter resin

$$\text{Volume resin } V = \frac{\text{Kation yang dihilangkan}}{\text{Kapasitas penyerapan}}$$

$$= \frac{1117,6709 \text{ grek}}{1 \text{ grek/l}} = 1117,6709 \text{ liter} = 39,4658 \text{ ft}^3$$

dirancang tinggi bed $h = 3D$

$$\text{diameter bed/tangki } D = \left[\frac{V}{3/4 \pi} \right]^{1/3}$$

$$= \left[\frac{39,4658}{3/4 \times 3,14} \right]^{1/3} = 2,5590 \text{ ft} = 0,8 \text{ m}$$

tinggi bed $h = 3D = (3 \times 0,8) = 2,4 \text{ m}$

tinggi tangki total $H = 2 \times \text{tinggi bed}$

$$= 2 \times 2,4 \text{ m} = 4,8 \text{ m}$$

kebutuhan HCl untuk *regenerasi resin* :

diambil *regenerasi* : 110 % g HCl/liter resin.

$$\begin{aligned} \text{HCl yang dibutuhkan} &= 1,1 \text{ gr HCl/liter} \times 1117,6709 \text{ liter} \\ &= 1229,4380 \text{ gr} = 2,708 \text{ lb} \end{aligned}$$

Untuk *regenerasi* digunakan larutan HCl 37 % dengan densitas

$$\begin{aligned} 73,6674 \text{ lb/cuft. Kebutuhan HCl 37 \%} &= \frac{2,708 \text{ lb}}{73,6674 \text{ lb/cuft}} \\ &= 0,04 \text{ cuft} = 1,1328 \text{ liter} \end{aligned}$$

Jadi untuk setiap 8 jam *regenerasi*/ hari dibutuhkan larutan HCl 37% sebanyak 1,1328 liter.

Spesifikasi *Kation Exchanger*

Kode alat : KE - 01

Tipe : *fixed-bed ion exchanger*

Kapasitas penyerapan : 1 grek/liter

Dimensi tangki : Diameter : 0,8 m
Tinggi tangki : 4,8 m

Jenis resin : *greensand (Fe silikat)*

Regenerasi : HCl 37%
 Bahan konstruksi : carbon steel
 Jumlah : 1 buah

b. *Anion Exchanger*

Kode : AE - 01
 Fungsi : untuk mengikat anion dalam air dengan menggunakan resin basa.
 Tipe : *fixed-bed ion exchanger*

Rate volumetrik air masuk (Q) :

$$Q = 3775,6180 \text{ cuft/jam}$$

Diperkirakan kandungan air masuk yang akan dihilangkan anionnya :

$$\text{SO}_4^{-2} : 200 \text{ mg/liter} = 4,1667 \text{ mgrek/liter}$$

$$\text{NO}^{-2} : 10 \text{ mg/liter} = 0,3333 \text{ mgrek/liter}$$

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

$$\text{Total} = 4,5770 \text{ mgrek/liter}$$

Anion exchanger beroperasi 16 jam/hari dengan 8 jam regenerasi.

Total anion yang dihilangkan :

$$\begin{aligned} &= 4,5770 \text{ grek/liter} \times 1 \text{ gek}/1000 \text{ mgrek} \times 3775,6180 \text{ ft}^3/1 \text{ jam} \\ &\quad \times 16 \text{ jam} \times 28,32 \text{ liter}/1 \text{ ft}^3 \\ &= 7830,3683 \text{ grek} \end{aligned}$$

Resin yang digunakan jenis *acrylic based* dengan spesifikasi :

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

Kapasitas penyerapan : 0,35 – 0,70 grek/liter (diambil 0,7 grek/liter)

Tinggi bed minimum : 30 in

Regenerasi resin : 70 - 140 gr NaOH/liter resin

$$\begin{aligned} \text{Volume resin } V &= \frac{\text{Kation yang dihilangkan}}{\text{Kapasitas penyerapan}} \\ &= \frac{7830,3683 \text{ grek}}{0,70 \text{ grek/l}} = 11186,2404 \text{ liter} = 394,9944 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

dirancang tinggi bed (h) = 2D

$$\begin{aligned} \text{diameter bed } D &= \left[\frac{V}{1/2 \pi} \right]^{1/3} \\ &= \left[\frac{394,9944}{1/2 \times 3,14} \right]^{1/3} = 6,3130 \text{ ft} = 1,9 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi bed (h)} &= 2D \\ &= (2 \times 1,9) = 3,8 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi tangki total } H &= 1,5 \times \text{tinggi bed} \\ &= 1,5 \times 3,8 \text{ m} = 5,7 \text{ m} \end{aligned}$$

kebutuhan NaOH untuk regenerasi resin :

diambil regenerasi : 70 gr NaOH/liter resin.

$$\begin{aligned} \text{NaOH yang dibutuhkan} &= 70 \text{ gr /liter} \times 11186,2404 \text{ liter} \\ &= 783036,8280 \text{ gr} = 1724,7507 \text{ lb} \end{aligned}$$

Untuk regenerasi digunakan larutan NaOH 40 % dengan densitas 132,9759 lb/cuft

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan NaOH untuk regenerasi} &= \frac{1724,7507 \text{ lb}}{132,9759 \text{ lb/cuft}} \\ &= 12,97 \text{ cuft} = 367,3140 \text{ liter} \end{aligned}$$

Jadi untuk setiap 8 jam regenerasi/hari dibutuhkan larutan NaOH 40 sebanyak 368 liter.

Spesifikasi *Anion Exchanger*

Kode alat	: AE - 01
Tipe	: <i>fixed-bed ion exchanger</i>
Kapasitas penyerapan	: 0,7 grek/liter resin
Dimensi tangki	: Diameter : 1,9 m Tinggi : 5,7 m
Jenis resin	: <i>acrylic based</i>
Regenerasi	: Larutan NaOH 40 %
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

7. Bak Air Lunak

Kode alat : B - 02

Fungsi : menampung air keluar dari *ion exchanger* untuk kebutuhan air proses dan air umpan boiler

Tipe : tangki persegi panjang

$$\begin{aligned} \text{Rate air masuk} \quad m &= \text{air umpan boiler} + \text{air proses} \\ &= 131793,1877 + 13559,8203 \end{aligned}$$

$$= 145353,0080 \text{ kg/jam} = 320160,81 \text{ lb/jam}$$

Densitas $\rho = 62,43 \text{ lb/cuft}$

Waktu tinggal $t = 1,5 \text{ jam}$

$$\begin{aligned} \text{Volume air tertampung } V &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{320160,8106 \text{ lb/jam} \times 1,5 \text{ jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}} \\ &= 7692,4750 \text{ cuft} = 218 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

dirancang 90% dari volume bak berisi air :

$$\begin{aligned} \text{maka volume bak } V &= \frac{7692,4750 \text{ cuft}}{0,90} \\ &= 8547,1944 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ketentuan sebagai berikut :

panjang $p = 3X$

lebar $l = 2X$

tinggi $t = X$

maka volume bak (V) :

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

$$= 6X^3$$

$$X = \left(\frac{V}{6} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{8547,1944}{6} \right)^{1/3}$$

$$= 11,25 \text{ ft} = 3,4 \text{ m}$$

Spesifikasi Bak Air Lunak :

Kode alat : T-04
 Tipe : tangki persegi panjang
 Kapasitas : 218 m^3
 dimensi : panjang: 10,2 m
 lebar : 6,8 m
 tinggi : 3,4 m

Bahan konstruksi : beton

Jumlah : 1 buah

8. Tangki Air Umpan Boiler

Kode alat : T-04

Fungsi : menampung air umpan boiler dari tangki air lunak dan air kondensat *steam* yang disirkulasi

Tipe : silinder horizontal

$$\text{Laju massa air masuk (m)} = 85774,8977 \text{ kg/jam} = 188931,4927 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 62,43 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Waktu tinggal } (t) = 2 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air tertampung} = \frac{188931,4927 \text{ lb/jam} \times 2 \text{ jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 6052,5867 \text{ cuft}$$

Dirancang tangki terisi 90 % air, dengan perbandingan panjang dan diameter $L = 3D$ dan digunakan 2 buah tangki.

Volume untuk 1 buah tangki :

$$V = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$= \frac{6974,8526 \text{ cuft}}{0,90} = 7749,8362 \text{ ft}^3$$

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 L \quad (L = 3D)$$

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

Diameter tangki $D = \left(\frac{4V}{3\pi} \right)^{1/3}$

$$= \left(\frac{4 \times 7749,8362}{3 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 14,87 \text{ ft} = 4,5 \text{ m}$$

panjang silinder $L = 3 \times 4,5$

$$= 13,5 \text{ m}$$

Spesifikasi Tangki Air Umpan *Boiler*

Kode alat	: T-04
Kapasitas	: $197,5 \text{ m}^3$
Tipe	: silinder horizontal
Dimensi tangki	: diameter : 4,5 m
	: Panjang : 13,5 m

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Jumlah : 1 buah

9. Bak air pendingin

Kode alat : B - 03

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

Laju alir massa air masuk (m) = 923959,4914 kg/jam = 2035153,0650 lb/jam

Densitas (ρ) = 62,43 lb/cuft

Waktu tinggal (t) = 2 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air tertampung} &= \frac{2035153,0650 \text{ lb/jam} \times 2 \text{ jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}} \\ &= 65197,9198 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Dirancang 90 % dari volume bak berisi air :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak (V)} &= \frac{65197,91989 \text{ cuft}}{0,90} \\ &= 72442,1331 \text{ cuft} = 2051 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak bentuk persegi panjang dengan ketentuan sebagai berikut :

$$\text{panjang } p = 3X$$

$$\text{lebar } l = 2X$$

$$\text{tinggi } t = X$$

maka volume bak (V) :

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

$$= 6X^3$$

$$X = \left(\frac{V}{6}\right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{72442,13331}{6}\right)^{1/3}$$

$$= 22,94 \text{ ft} = 7 \text{ m}$$

Spesifikasi Bak Air Pendingin

Kode alat : B - 03

Tipe : bak persegi panjang

Kapasitas : 2051 m³

Dimensi : panjang : 21 m

lebar : 14 m

tinggi : 7 m

Bahan konstruksi : beton

Jumlah : 1 buah

10. Bak air sanitasi

Kode alat : B - 04

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

Tipe : bak persegi panjang

Laju alir massa air masuk $m = 4250 \text{ kg/jam} = 9361,2335 \text{ lb/jam}$

Densitas $\rho = 62,43 \text{ lb/cuft}$

Waktu tinggal $t = 24 \text{ jam}$

Volume air tertampung $V = \frac{9361,2335 \text{ lb/jam} \times 24 \text{ jam}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$

$$= 3598,7443 \text{ cuft} = 1097 \text{ m}^3$$

Dirancang 90 % dari volume bak berisi air.

Volume bak $(V) = \frac{3598,7443 \text{ cuft}}{0,90}$
 $= 3998,605 \text{ cuft} = 113 \text{ m}^3$

$$X = \left(\frac{V}{6}\right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{3998,605}{6}\right)^{1/3}$$

$$= 8,73 \text{ ft} = 2,7 \text{ m}$$

Spesifikasi Bak Air Sanitasi

Kode alai : B-04

Tipe : bak persegi panjang

Kapasitas : 113 m^3

Dimensi : panjang : 8,1 m

lebar : 5,4 m

tinggi : 2,7 m

Bahan konstruksi : bak beton

Jumlah : 1 buah

1.1. Cooling tower

Kode alat : CT-01

Fungsi : menurunkan suhu air bekas pendingin sebelum disirkulasi.

Tipe : *induced draft cooling tower*

Laju alir massa air masuk (m) = 835163,5423 kg/jam = 1839567,274 lb/jam

Densitas (ρ) = 62,43 lb/cuft

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik air } (Q) &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{1839567,274 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 29466,0784 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

suhu air masuk CT - 01 = 50°C = 122°F

suhu air keluar CT - 01 = 30°C = 86°F

suhu *wet bulb* = 70°F

suhu *approach* = 86 - 70 = 16°F

suhu *range* = 122 - 86 = 36°F

Konsentrasi air 2 gpm/ft² (Perrys edisi 6 hal. 12 - 15).

Maka didapat luas permukaan teoritis *tower* (A):

$$A = \frac{65,6465 \text{ gpm}}{2 \text{ gpm/ft}^2}$$

beroperasi secara kontinyu, maka untuk mengantisipasi kemungkinan gangguan dari PLN maka ditetapkan menggunakan generator sendiri.

Perkiraan kebutuhan tenaga listrik disajikan dalam tabel berikut :

Tabel VII – 4. Kebutuhan Tenaga Listrik untuk Unit Proses

No	Nama alat	Kode alat	Jumlah	Daya	Total (Hp)
1	Pompa, propilene	P-01	1	1	1
2	Blower udara	BL-02	1	1	1
3	Pompa crude as. propanoat	P-03	1	1	1
4	Pompa produk as. Propanoat	P-04	1	2	2
5	Pompa waste distilat	P-05	1	1,5	1,5
Total					6,5

Total kebutuhan listrik untuk unit proses adalah :

$$= 6,5 \text{ Hp} \times 745 \text{ watt}$$

$$= 4842,5 \text{ watt} = 4,8425 \text{ kW}$$

Tabel VII – 5. Kebutuhan Tenaga Listrik untuk Unit Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)	Total (Hp)
1	Pompa P - 01	1	60,5	60,5
2	Pompa P - 02	1	1	1
3	Pompa P - 03	1	1	1
4	Pompa P - 04	1	1	1
5	Pompa P - 05	1	2	2
6	Pompa P - 06	1	1	1
7	Pompa P - 07	1	1	1
8	Pompa P - 08	1	1	1
9	Pompa P - 09	1	10	10
10	Pompa P - 10	1	12	12
11	Clarifier (pengaduk)	1	30	30
12	Cooling tower fan	1	2	2
Total				122,5

Total Kebutuhan listrik untuk unit utilitas adalah :

$$= 122,5 \text{ Hp} \times 745 \text{ watt/ Hp}$$

$$= 91262,5 \text{ watt} = 91,2625 \text{ kW}$$

Tabel VII - 6. Kebutuhan Tenaga Listrik untuk Unit Penerangan

No	Ruangan/tempat	Luas	ft candela	Lumen
1	Pos jaga	36	10	3875
2	Jalan dan taman	800	10	8611
3	Parkir angkutan	300	10	32292
4	Parkir karyawan/tamu	300	10	32292
5	Kantor	500	20	107640
6	Perpustakaan	50	20	107640
7	Musallah	75	20	16146
8	Kantin	100	10	10764
9	Poliklinik	75	10	8073
10	Area proses	1500	20	322920
11	Laboratorium	100	20	21528
12	Bengkel	150	20	32292
13	Daerah bahan baku	500	20	107640
14	Daerah produk	125	20	26910
15	Daerah utilitas	900	10	96875
16	Gudang	100	10	10764
17	Toilet	30	5	1615
18	Ruang kontrol	60	20	12920
19	Halaman pabrik	450	10	48440
20	PMK	30	10	3230
Total				1012467

Untuk parkir, taman dan jalanan digunakan lampu mercury 100 watt dengan lumen output 3000/buah.

Jadi jumlah lampu *mercury* yang digunakan :

$$= \frac{(32292 + 32292 + 86111) \text{ lumen}}{3000 \text{ lumen/buah}}$$

$$= 50 \text{ buah}$$

untuk area lainnya menggunakan lampu TL 40 watt tipe *day light* dengan lumen output 1960/buah. Jadi jumlah lampu TL 40 watt yang digunakan :

Power faktor untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 0,9; maka power

$$\text{Generator} = \left(\frac{\text{Total Kebutuhan Listrik}}{\text{power faktor}} \right)$$

$$= \frac{142,486}{0,90}$$

$$= 158,32 \text{ kW}$$

Spesifikasi Generator

1. Jenis : AC generator
2. Power : 160 KVA
3. Tegangan : 220/380 volt
4. Power faktor : 0,90
5. Fase : 3 (tiga)
6. Putaran : 1500 rpm
7. Jumlah : 1 buah

b. Kebutuhan bahan bakar generator

Bahan bakar yang digunakan adalah *diesel oil* dengan *heating value* $H_v = 19525$

Btu/lb dan densitas bahan bakar $\rho = 54,9384$ lb/cuft.

Jumlah bahan bakar yang digunakan :

$$= \frac{158320 \text{ watt}}{19525 \text{ Btu/lb} \times 0,239 \text{ watt.jam/Btu} \times 54,9384 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 0,6175 \text{ cuft/jam} = 17,5 \text{ liter/jam}$$

Tangki bahan bakar generator :

Kode : TG-01

Fungsi : menampung bahan bakar generator selama satu bulan

Tipe : *silinder horizontal*

Volume bahan bakar selama 1 bulan :

$$\begin{aligned} V &= 0,6175 \text{ cuft/jam} \times 720 \text{ jam} \\ &= 444,6 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Tangki dirancang dengan ketentuan : 85 % dari volume tangki terisi bahan bakar dan perbandingan panjang dan diameter tangki $L = 3D$.

Maka volume tangki :

$$\begin{aligned} V &= \frac{444,6}{0,85} \\ &= 523,06 \text{ cuft} \\ &= 14,8 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4} \pi D^2 L \quad (L = 3D) \\ &= \frac{3}{4} \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{diameter tangki } D &= \left(\frac{4V}{3\pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 523,06}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 6,06 \text{ ft} = 1,85 \text{ m} \end{aligned}$$

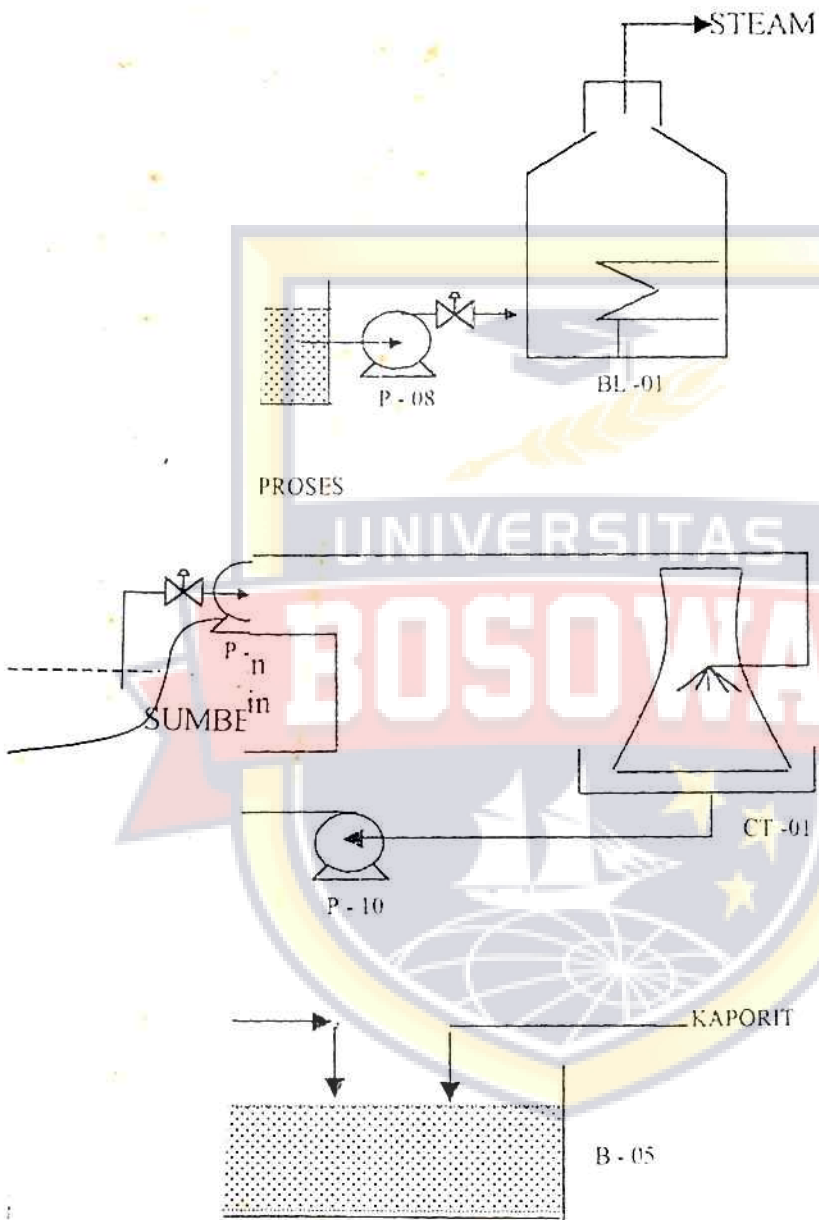
$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki } L &= 3D \\ &= 3(6,06) = 18,18 \text{ ft} = 5,55 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki Bahan Bakar Generator

- a. Tipe : silinder horizontal
- b. Kapasitas : 14,8 m³
- c. Diameter : 1,85 m
- d. Panjang : 5,55 m
- e. Bahan konstruksi : Carbon steel
- f. Jumlah : 1 buah



KONDENSAT
STEAM





VIII. Instrumentasi dan
Keselamatan Kerja

BAB VIII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

1. Instrumentasi

Untuk mengatur dan mengendalikan kondisi operasi alat-alat proses sehingga didapatkan produk sesuai dengan yang diharapkan, maka diperlukan adanya alat kontrol dan instrumentasi. Instrumentasi ini dapat merupakan suatu petunjuk (indikator), suatu perekam (recorder) atau suatu pengontrolan (controller). Dalam industri kimia banyak variabel proses yang perlu dikontrol seperti temperatur, tekanan, ketinggian cairan, kecepatan alir.

Pada prarancangan pabrik asam propanoat ini instrumen yang digunakan berupa alat kontrol otomatis dan manual. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis dan ekonomisnya.

Dengan penggunaan alat-alat kontrol ini diharapkan tercapai hal-hal sebagai berikut :

1. Dapat menjaga variabel proses pada operasi yang dikehendaki.
2. Laju produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman.
3. Kualitas produksi lebih terjamin
4. Membantu mempermudah pengoperasian suatu alat.
5. Kondisi-kondisi yang berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan sehingga lebih menjamin keselamatan kerja.
6. Efisiensi akan lebih meningkat.

Beberapa alat kontrol atau instrumen yang digunakan pada pabrik asam propanoat :

1. *Temperatur Controller* (TC)
2. *Flow Ratio Controller* (FRC)
3. *Pressure Controller* (PC)
4. *Pressure Indicator* (PI)
5. *Level Indicator* (LI)
6. *Level Controller* (LC)
7. *Flow Controller* (FC)

Penempatan dari alat-alat tersebut pada proses yang terdapat pada proses yang terdapat pada pabrik ini dapat dilihat pada tabel 8.1.

Tabel 8.1 Intrumentasi pada peralatan

No	Nama Alat	Kode Alat	Intrumentasi	Jumlah
1.	Tangki propilen	T - 01	PI,LI	1
2.	Ekspander	E - 01	FC,PC	1
3.	Vaporizer	V - 01	TC	1
4.	Heat exchanger I	HE - 01	TC	1
5.	Heater I	H - 01	TC	1
6.	Reaktor I	R - 01	PC,TC	1
7.	Heat exchanger II	HE - 01	TC	1
8.	Cooler I	C - 01	TC	1
9.	Reaktor II	R - 02	PC,TC	1
10.	Absorber	AB - 01	PC,FC	1
11.	Tangki Crude Asam Propanoat	T - 02	LC	1
12.	Heater II	H - 02	TC	1
13.	Distilasi	D - 01	FC	1
14.	Condensor	CD - 01	TC	1
15.	Accumulator	AC - 01	LC	1
16.	Reboiler	RB - 01	TC,FRC	1

17.	Cooler II	C-02	TC,FRC	1
18.	Tangki Produk As. Propanoat	T-03	LI	1
19.	Tangki Waste Distilat	T-03	LI	1
20.	Pompa	P (01 - 04)	FC	4

2. Keselamatan Kerja

Di dalam suatu pabrik keeselamatan kerja harus mendapat perhatian yang besar, karena hal ini berkaitan dengan faktor manusia dan kelancaran proses produksi. Apabila keselamatan kerja diperhatikan dan dilaksanakan dengan baik maka dampaknya adalah para pekerja dapat bekerja dengan perasaan aman, sehingga meningkatkan efisiensi kerja yang dipasang pada pabrik asam propanoat ini dapat dilihat pada tabel 8.2 dibawah ini.

Tabel 8.2 Peralatan Keselamatan Kerja

No.	Nama Alat	Kode Alat	Alat Pengaman
1.	Tangki propilena	T - 01	<i>Fantrap, Safety valve, isolasi</i>
2.	Reaktor	R - 01, R - 02	<i>Hydrant, Safety valve</i>
3.	Absorber	AB - 01	<i>Hydrant, Safety valve, isolasi</i>
4.	Distilasi	D - 01	<i>Hydrant, Safety valve, isolasi</i>
5.	Heater	H - 01, H - 02	Isolasi
6.	Cooler	C - 01, C - 02	Isolasi
7.	Condensor	CD - 01	Isolasi
8.	Reboiler	RB - 01	Isolasi

Pada umumnya bahaya-bahaya yang terjadi pada suatu pabrik dapat disebabkan karena kecelakaan mesin-mesin pabrik, kebocoran bahan-bahan yang

berbahaya, peledakan, kebakaran. Usaha untuk mengurangi dan mencegah terjadinya bahaya-bahaya yang timbul dalam pabrik ini diantaranya:

1. Bangunan Pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan :

- a. Konstruksi gedung harus mendapatkan perhatian yang cukup besar.
- b. Perlu memperhatikan kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alamiah, seperti petir, angin, gempa.

2. Ventilasi

Pada proses maupun ruang lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan baik sehingga dapat memberikan kesegaran kepada karyawan serta dapat menghindari gangguan pernapasan.

3. Perpipaan

Jalur proses yang terletak di atas tanah lebih baik dibandingkan yang letaknya di bawah permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian kebocoran.

4. Alat-alat Penggerak

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup. Hal ini untuk mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

5. Pengoperasian *Boiler*

Dalam pengoperasian *boiler*, perlu diperhatikan beberapa hal misalnya menjaga batas-batas tekanan steam maksimal yang dapat dioperasikan, bahan-bahan *boiler* adalah *coal* yang mudah terbakar maka di

daerah ini perlu diberikan larangan merokok dan hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan. Tekanan kerja *boiler* bisa diamankan dengan menggunakan *safety valve*.

6. Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan, dengan demikian para pekerja dapat terjamin keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah sebagai berikut :

- a. Keselamatan listrik di bawah tanah sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu dengan jelas.
- b. Sebaiknya disediakan pembangkit (power supply) cadangan.
- c. Semua bagian pabrik harus diberi penerangan yang cukup.
- d. Distribusi beban harus seimbang antara bagian yang rata dengan yang lain.

7. Pencegahan Kebakaran dan Penanggulangan Bahaya Kebakaran

Penyebab kebakaran dapat berupa :

- a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari unit utilitas, *workshop*, laboratorium, unit proses lainnya.
- b. Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada alat lainnya.
- c. Gangguan peralatan utilitas seperti pada *combustion chamberboiler*.

Cara mengatasi bahaya kebakaran :

1. Pencegahan bahaya kebakaran :

- a. Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses.
- b. Bangunan seperti workshop, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan serjauh mungkin dari unit proses.
- c. Bila terpaksa antara unit yang satu dengan yang lainnya harus dipisahkan dengan dinding beton agar dapat menghindari pengaruh kebakaran dari unit yang satu dengan unit yang lain.
- d. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh kanel transmisi yang ada.
- e. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.

2. Pengamatan dan pengontrolan kebakaran.

Apabila terjadi kebakaran api harus dilokalisasi, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Untuk pemakaian alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui jenis-jenis api, yang dibedakan atas :

a. Kelas A.

Api yang ditimbulkan oleh barang-barang yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam

pabrik. Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

b. Kelas B.

Api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar seperti residu. Penanganan api jenis ini dengan cara memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan tersebut.

c. Kelas C.

Api dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Penanganan api jenis ini, alat harus tidak mengandung listrik.

d. Kelas D.

Api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal ini diperlukan jenis penanganan tertentu. Media atau zat-zat yang dapat digunakan untuk jenis-jenis api di atas antara lain sebagai berikut :

Soda Extinguished untuk api A,C dan D.

Dry Chemical Extinguished untuk api kelas A,B,C dan D

8. Karyawan .

Karyawan terutama karyawan operasi perlu diberikan bimbingan atau pengarahan agar dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwa maupun keselamatan orang lain.

Sedangkan untuk pemakaian alat pengaman pada pabrik asam propanoat dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 8.3. Alat Pengaman yang Digunakan

No.	Nama Alat Pengaman	Yang perlu dilindungi
1.	Pengaman alat-alat mekanik	Alat-alat yang bergerak
2.	Masker	Petugas yang bekerja di Reaktor
3.	Topi pengaman	Petugas yg bekerja pd areal proses
4.	Sepatu pengaman	Petugas yg bekerja pd areal proses
5.	Sarung tangan	Petugas yg bekerja pd areal proses
6.	<i>Hydrat</i>	Petugas di semua ruangan



IX. Lokasi dan Tata Letak Pabrik

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

IX.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun dalam penentuan kelangsungan hidupnya. Penentuan lokasi pabrik yang tepat perlu pertimbangan yang berdasarkan aspek-aspek teknik dan ekonomis.

Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang dan memberikan keuntungan untuk perluasan. Dalam menentukan lokasi pabrik digunakan pertimbangan antara lain :

- Bahan baku mudah didapat
- Tenaga kerja mudah diperoleh
- Sarana utilitas tersedia
- Transportasi dan distribusi lancar

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka lokasi pabrik Asam Propanoat ini direncanakan didirikan di daerah Bontang, Kalimantan Timur. Penetapan lokasi ini berdasarkan faktor-faktor sebagai berikut :

1. Faktor utama

A. Bahan baku

Persediaan bahan baku dalam suatu pabrik merupakan salah satu faktor penentu dalam memilih lokasi yang tepat. Seperti telah diketahui bahwa

bahan baku pembuatan asam propanoat yaitu propilene diperoleh dari PT . Badak LNG, Bontang Kalimantan Timur.

B. Pemasaran

Konsumen asam propanoat antara lain industri kimia, industri tekstil, industri barang plastik, industri barang karet, industri cat dan lain-lain, yang pada umumnya berada di pulau Jawa .Untuk jalur pemasaran, lokasi yang direncanakan cukup strategis, karena pemasaran produk ke industri-industri yang membutuhkan dapat dicapai melalui transportasi darat, laut, maupun udara.

C. Tenaga listrik dan Bahan bakar

Sumber tenaga untuk memenuhi kebutuhan listrik pabrik ini dapat diperoleh/disuplai langsung dari PLN setempat, atau menggunakan generator sendiri. Pabrik asam propanoat beroperasi secara kontinyu, maka untuk mengantisipasi kemungkinan gangguan dari PLN ditetapkan menggunakan generator sendiri. Sedangkan kebutuhan bahan baku daan minyak pelumas diperoleh dari Pertamina Balikpapan.

D. Sumber air

Pada pabrik asam propanoat ini dibutuhkan air dalam jumlah yang sangat yang besar, sehingga diperlukan adanya unit penyediaan air sendiri karena selain lebih ekonomis juga menjamin tersedianya air secara terus menerus.

Pengadaan air diperoleh dari air sungai yang lokasinya berdekatan dengan lokasi pabrik.

2. Faktor Khusus

A. Transportasi

Kelancaran transportasi sangat dibutuhkan utamanya dalam penyediaan bahan baku serta pemasaran produk. Lokasi pabrik ini telah memiliki fasilitas berupa pelabuhan sendiri yang dapat disinggahi kapal-kapal samudera langsung menuju ke laut lepas sehingga dapat dijadikan sarana untuk pengiriman produk, selain itu lokasi pabrik dekat dengan jalan raya yang tentunya juga mendukung kelancaran pemasaran produk.

B. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja untuk pabrik asam propanoat yang direncanakan ini, dapat dipenuhi dari daerah Kalimantan Timur dan sekitarnya, dimana tenaga ahli dan tenaga buruh kasar cukup tersedia. Hal ini juga ditujukan untuk mengurangi pengangguran di daerah tersebut.

C. Kondisi daerah

Daerah Bontang merupakan daerah yang cukup stabil karena relatif tidak pernah terjadi bencana alam. Temperatur berkisar antara 25 – 32 °C. Dengan kondisi stabil ini diharapkan operasi pabrik dapat berjalan lancar.

Berdasarkan pertimbangan dari kedua faktor tersebut, diputuskan bahwa pabrik asam propanoat ini akan didirikan di Bontang Propinsi Kalimantan Timur.

XI.2 Tata Letak Pabrik

Dasar perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mempermudah atau memperoleh bentuk tata letak yang memberikan efisiensi tinggi dalam suatu kegiatan operasi serta meliputi keselamatan dan keamanan pabrik.

Untuk mencapai hal-hal tersebut, maka banyak faktor yang perlu diperhatikan antara lain :

1. Cara meletakkan peralatan harus sedemikian rupa hingga mempermudah pemeliharaan.
2. Diusahakan alat yang sejenis dikumpulkan dengan satu kelompok sesuai dengan fungsinya.
3. Jarak peralatan satu dengan yang lainnya harus diatur sedemikian rupa, sehingga aman dalam pengoperasian.
4. Faktor keselamatan kerja harus diperhatikan, agar bahaya dapat dihindarkan.
5. Efisiensi pabrik baik dari penghematan energi, tenaga kerja maupun tempat maka tidak dilakukan pemisahan antara unit proses dengan lainnya.
6. Pengetahuan ruangan agar memudahkan pengontrolan terhadap pengoperasian pabrik.
7. Distribusi, penanganan bahan.baku serta power diupayakan seefisien mungkin.
8. Tata letak bangunan harus memungkinkan untuk pengembangan pabrik pada masa-masa mendatang.

9. Sistem perpipaan tidak boleh mengganggu kegiatan pekerja serta harus diberikan perbedaan warna yang jelas untuk masing-masing proses sehingga mempermudah pengontrolan dan perawatan.

Tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah (area) utama yaitu :

1. Daerah proses
2. Daerah penyimpanan/storage
3. Daerah pemilihan/perawatan pabrik dan bangunan
4. Daerah administrasi
5. Daerah utilitas
6. Daerah perluasan
7. Daerah pabrik/pelayanan pabrik
8. Jalan raya

- Daerah Proses

Daerah ini merupakan daerah proses penyusunan perencanaan-perencanaan tata letak peralatan, berdasarkan aliran proses. Daerah proses ini diletakkan di tengah-tengah pabrik sehingga memudahkan pengawasan perbaikan pada alat-alat.

- Daerah Penyimpanan

Daerah ini merupakan tempat penyimpanan yang sudah siap untuk dipasarkan.

- Daerah Pemeliharaan

Daerah ini merupakan kegiatan perbaikan/perawatan peralatan, terdiri dari beberapa bengkel untuk melayani permintaan perbaikan pabrik dan bangunan.

- Daerah Utilitas

Daerah ini merupakan tempat penyediaan keperluan pabrik berupa air, steam dan listrik.

- Daerah Administrasi

Merupakan kegiatan administrasi apabila dalam mengatur operasi pabrik serta kegiatan-kegiatan lainnya.

- Daerah perluasan

Digunakan untuk keperluan pabrik dimasa yang akan datang, daerah perluasan ini terdapat dibagian belakang pabrik.

- Daerah Pelayanan Pabrik

Bengkel, kantin, maupun fasilitas kesehatan yaitu poliklinik harus ditempatkan sebaik mungkin sehingga didapatkan efisiensi yang tinggi. Disamping itu bila terjadi gangguan operasi pabrik dan gangguan kesehatan dari karyawan dapat ditekan sekecil mungkin.

- Jalan Raya.

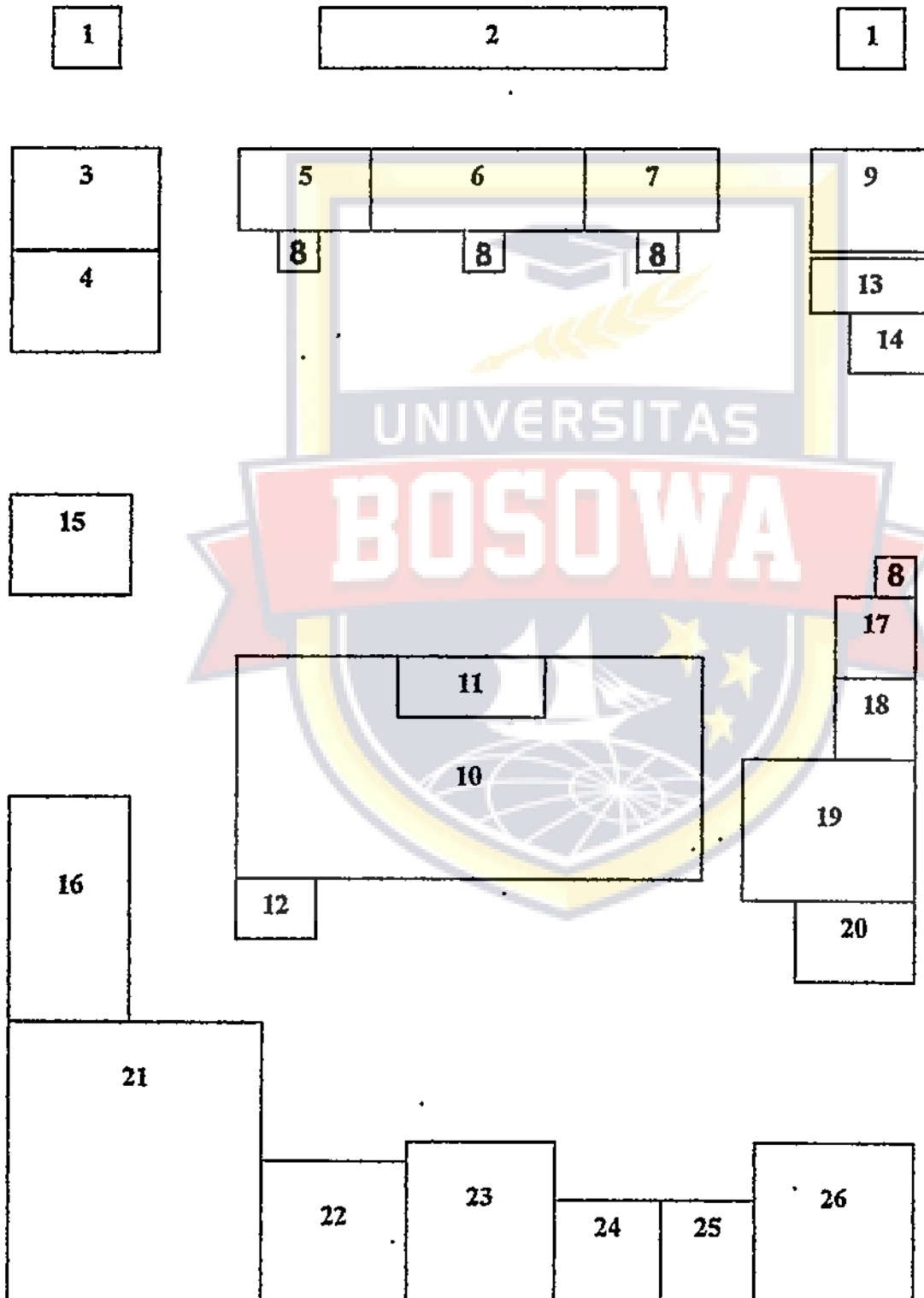
Untuk memudahkan transportasi bahan baku dan produk, maka perlu diperhatikan fasilitas yang mendukung, misalnya jalan raya yang dekat dengan lokasi pabrik.

Tabel IX. Luas Lokasi Pabrik Asam Propanoat

No	Lokasi	Ukuran (m)	Luas (m ²)
01.	Daerah proses	40 x 75	3000
02.	Kantor logistik	25 x 10	250
03.	Kantor produksi	20 x 30	600
04.	Perpustakaan	10 x 10	100
05.	Unit Pengolahan Air	40 x 10	400
06.	Ruang Pembangkit	50 x 10	500
07.	Mushollah	10 x 10	100
08.	Poliklinik	10 x 7	70
09.	Laboratorium	10 x 10	100
10.	Bengkel	15 x 10	150
11.	Pemadam Kebakaran	10 x 10	100
12.	Kantin	10 x 10	100
13.	Utilitas	30 x 50	1500
14.	Daerah produksi/Proses	30 x 10	300
15.	Daerah bahan baku	30 x 10	300
16.	Pos Penjagaan	6 x 6	36
17.	Tempat Parkir	15 x 30	450
18.	Taman	5 x 10	50
19.	Perluasan	50 x 50	2500
20.	Jalan dan Halaman	50 x 60	3000
	Total		13606

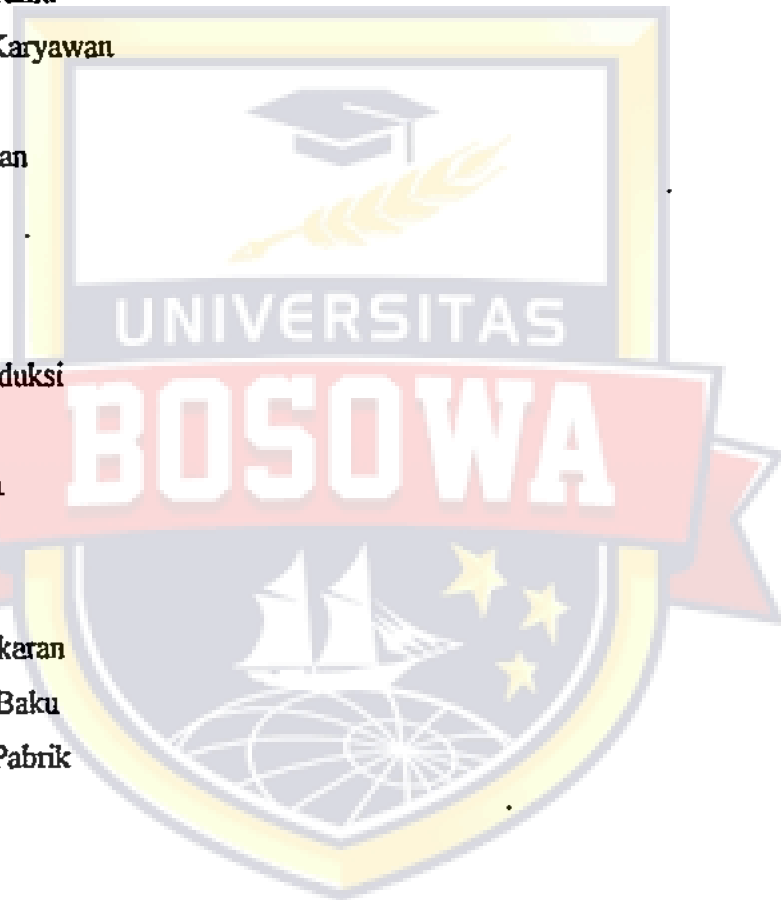
Gambar III-- 1 Tata Letak Pabrik Asam Propanoat

..... JALAN UMUM



Keterangan Gambar :

1. Pos Keamanan
2. Taman
3. Tempat Parkir Tamu
4. Tempat Parkir Karyawan
5. Poliklinik
6. Areal Perkantoran
7. Aula
8. Toilet
9. Mushollah
10. Unit Proses Produksi
11. Ruang Kontrol
12. Unit Timbangan
13. Perpustakaan
14. Kafetaria
15. Pemadam Kebakaran
16. Gudang Bahan Baku
17. Kantor Kepala Pabrik
18. Laboratorium
19. Gudang Produk
20. Garasi
21. Areal Perluasan Pabrik
22. Bengkel
23. Power Plant
24. Gudang Bahan bakar
25. Boiler Plant
26. Water Treatment





X. Bentuk Organisasi dan Manajemen Perusahaan

BAB X
ORGANISASI PERUSAHAAN

1. Umum,

Bentuk perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan usaha	: Memproduksi Asam Propanoat
Kapasitas	: 18.500 ton/tahun
Status Perusahaan	: Swasta
Lokasi	: Bontang , Kalimantan Timur.

2. Bentuk Perusahaan

Direncanakan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Alasan pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

1. Bentuk perusahaan ini mudah mendapatkan modal, yaitu selain kredit dari bank, juga bisa diperoleh dari penjualan saham-saham.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan, kekayaan pemegang saham terpisah dari pemegang perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf karyawannya.

4. Sistem Organisasi Perusahaan

a. Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan yang mana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan. :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pemegang saham dan semua keputusan dipegang dan ditentukan oleh rapat persero :

1. Menentukan dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur dan menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
2. Menyetujui dan menolak rencana yang diajukan oleh direktur.
3. Mengadakan evaluasi tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
4. Memberi nasehat kepada direktur bila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

c. Direktur

Bertugas mengurus dan memimpin langsung serta bertanggung jawab atas jalannya perusahaan.

Secara umum tugas dan fungsinya adalah :

1. Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris
 2. Menentukan kebijaksanaan serta rencana perusahaan
 3. Menentukan segala *policy* keluar atau ke dalam dari perusahaan.
 4. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- d. Pembagian Seksi dan Tugasnya

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala bagian produksi membawahi :

a. Seksi proses

Tugas seksi proses adalah :

1. Mempersiapkan segala kebutuhan bahan, barang dan peralatan yang dibutuhkan untuk proses.
2. Mengawasi jalannya proses dan produksi pada masing-masing peralatan produksi.

b. Seksi pengendalian

Tugas seksi pengendalian adalah :

Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi bahaya yang ada.

c. Seksi laboratorium

Tugas seksi laboratorium



1. Mengawasi dan menganalisa mutu produksi, bahan baku dan bahan pembantu.
2. Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan limbah kimia.

d. Seksi penelitian dan pengembangan

Tugas seksi penelitian dan pengembangan adalah :

Mencari dan meneliti hal-hal terbaru untuk meningkatkan dan mengembangkan tingkat produksi yang telah dicapai.

2. Kepala Bagian

Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang yang berhubungan dengan peralatan, proses utilitas.

Kepala bagian teknik membawahi :

a. Seksi pemeliharaan (*Maintenance*)

Tugas seksi pemeliharaan (*Maintenance*) adalah :

1. Melakukan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
2. Mengadakan perbaikan terhadap peralatan pabrik yang mengalami perusahan.

b. Seksi utilitas

Tugas seksi utilitas adalah :

Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, terutama kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik.

3. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang pembelian bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian membawahi :

a. Seksi pemasaran

Tugas seksi pemasaran adalah :

1. Menangani hasil produksi
2. Mengurus segala keperluan konsumen seperti pembayaran komisi.

b. Seksi logistik dan pengadaan adalah :

Tugas seksi logistik dan pengadaan adalah :

Menangani perencanaan dan bahan baku serta segala fasilitas penunjang untuk menjaga kelamngsungan operasi.

4. Kepala Bagian Keuangan.

Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala bagian keuangan membawahi :

a. Seksi keuangan dan administrasi

Tugas seksi keuangan dan administrasi adalah :

1. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan
2. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan keuangan dan membuat ramalan keuangan dimasa datang.
3. Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, aministrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah perpajakan.

b. Seksi gudang

Tugas seksi gudang adalah :

Mengatur keluar masuknya bahan baku dan hasil produksi serta peralatan gudang.

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala bagian umum membawahi :

a. Seksi personalia

Tugas Seksi umum adalah :

1. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang.
2. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan pekejaannya.
3. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

b. Seksi humas

Tugas seksi humas adalah :

Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

c. Seksi keamanan

Tugas seksi keamanan adalah :

1. Menjaga dan memelihara di daerah sekitar pabrik

2. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan di lingkungannya.
3. Mengawasi keluar masuknya orang selain karyawan di lingkungan pabrik.

6. Sekretaris

Sekretaris bertugas membantu direktur dalam melaksanakan tugas-tugasnya yang berhubungan dengan administrasi.

7. Staf Ahli

Staf ahli bertugas membantu direktur utama dalam :

1. Perencanaan kebijaksanaan pokok dalam bidangnya masing-masing.
2. Mengumpulkan fakta-fakta, kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
3. Melaksanakan tugas-tugas yang diberikan direktur utama.

4. Status Karyawan dan Status Upah

Pada perusahaan ini sistem upah karyawan berbeda-beda. Hal ini tergantung dari status karyawan dan tingkat pendidikan serta tinggi rendahnya kedudukan dan tanggung jawab serta keahliannya.

Adapun status karyawan dapat digolongkan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap adalah karyawan yang menerima gaji bulanan yang besarnya tergantung dari kedudukan, keahlian, pendidikan dan masa kerja.

2. Karyawan harian adalah karyawan yang menerima upah harian yang dibayar pada akhir pekan.
3. Karyawan borongan adalah karyawan yang menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan misalnya : bongkar muat *shut down* dan lain-lain.

5. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik direncanakan beroperasi selama 300 hari/tahun, 24 jam/hari, sedangkan sisa waktu yang ada selama setahun digunakan untuk *shut down*, pemeliharaan dan perbaikan peralatan pabrik.

Waktu kerja karyawan dibagi menjadi dua golongan, yaitu :

a. **Karyawan *Shift***

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi dan langsung mengatur bagian-bagian tertentu di pabrik yang ada hubungannya dengan keamanan dan kelancaran produksi.

Tenaga karyawan tersebut bekerja secara bergantian sehari semalam dan biasanya juga masuk pada hari libur.

Karyawan shift ini antara lain : operator produksi, sebagian dari bagian teknik, karyawan produksi dan karyawan bagian gudang serta karyawan security.

Kelompok kerja ini dibagi menjadi empat shift, yaitu tiga shift kerja dan satu shift istirahat. Masing-masing shift bekerja selama 8 jam sehari dan lima hari dalam seminggu, dengan pengaturan waktu sebagai berikut :

1. Shift I, jam 08.00 – 16.00
2. Shift II, jam 16.00 – 24.00
3. Shift III, jam 24.00 – 08.00

Tiap shift mendapat dua kali libur setiap lima hari kerja. Setiap siklus (20 hari) tiap shift mendapat libur delapan hari.

Tabel X.1 Jadwal Kerja Karyawan

Kelompok	Hari Ke						
	1	2	3	4	5	6	7
A	I	II	I	I	I	-	II
B	-	II	II	II	II	II	-
C	II	-	-	III	III	III	III
D	III	III	III	-	-	I	I

Keterangan :

A, B, C, D = Kelompok kerja Shift

1, 2, 3, 4 = Hari kerja

I, II, III = Jam kerja shift

Waktu siklus = 20 hari

b. Karyawan Non Aktif

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak langsung menangani pabrik yaitu, direktur, kepala bagian, seksi-seksi dan bawahan yang ada di kantor atau dengan kata lain bekerja untuk pabrik karena jelas pekerjaannya tidak kontinue.

Pembagian jam kerja karyawan non shift adalah :

1. Hari Senin – Kamis : Jam 08.00 – 12.00 WITA
Jam 13.00 – 16.00 WITA
2. Hari Jumat : Jam 08.00 – 11.00 WITA
Jam 13.00 – 14.00 WITA
3. Hari Sabtu : Jam 08.00 – 12.00 WITA
4. Hari Minggu dan Hari Besar.

6. Jaminan Sosial dan Kesejahteraan Karyawan

Untuk membuat suasana mantap, kepuasan kerja yang tinggi, maka harus diperhatikan mengenai jaminan sosial dan kesejahteraan karyawannya.

Hal ini berupa :

1. Tunjangan

Para karyawan tetap dan bulanan disamping menerima gaji pokok juga mendapatkan tunjangan berdasarkan jumlah keluarga karyawan.

2. Fasilitas

Disediakan kendaraan antar jemput untuk karyawan dengan rute yang telah ditentukan oleh perusahaan. Juga disediakan fasilitas kendaraan dinas berupa kendaraan roda empat atau roda dua.

Fasilitas-fasilitas lain yang perlu diberikan adalah :

a. Asuransi Tenaga Kerja

Hal ini sangat perlu diperhatikan perusahaan dengan cara menyediakan balai pengobatan di lokasi pabrik.

b. Perumahan

Dalam hal ini diatur sesuai dengan ketentuan yang berlaku dan petunjuk dari Departemen Tenaga Kerja berdasarkan undang-undang pemerintah serta untuk mewujudkan sistem perburuhan Pancasila, maka perusahaan perlu mewujudkan jalur saran yang baik melalui peraturan pemerintah tentang perburuhan.

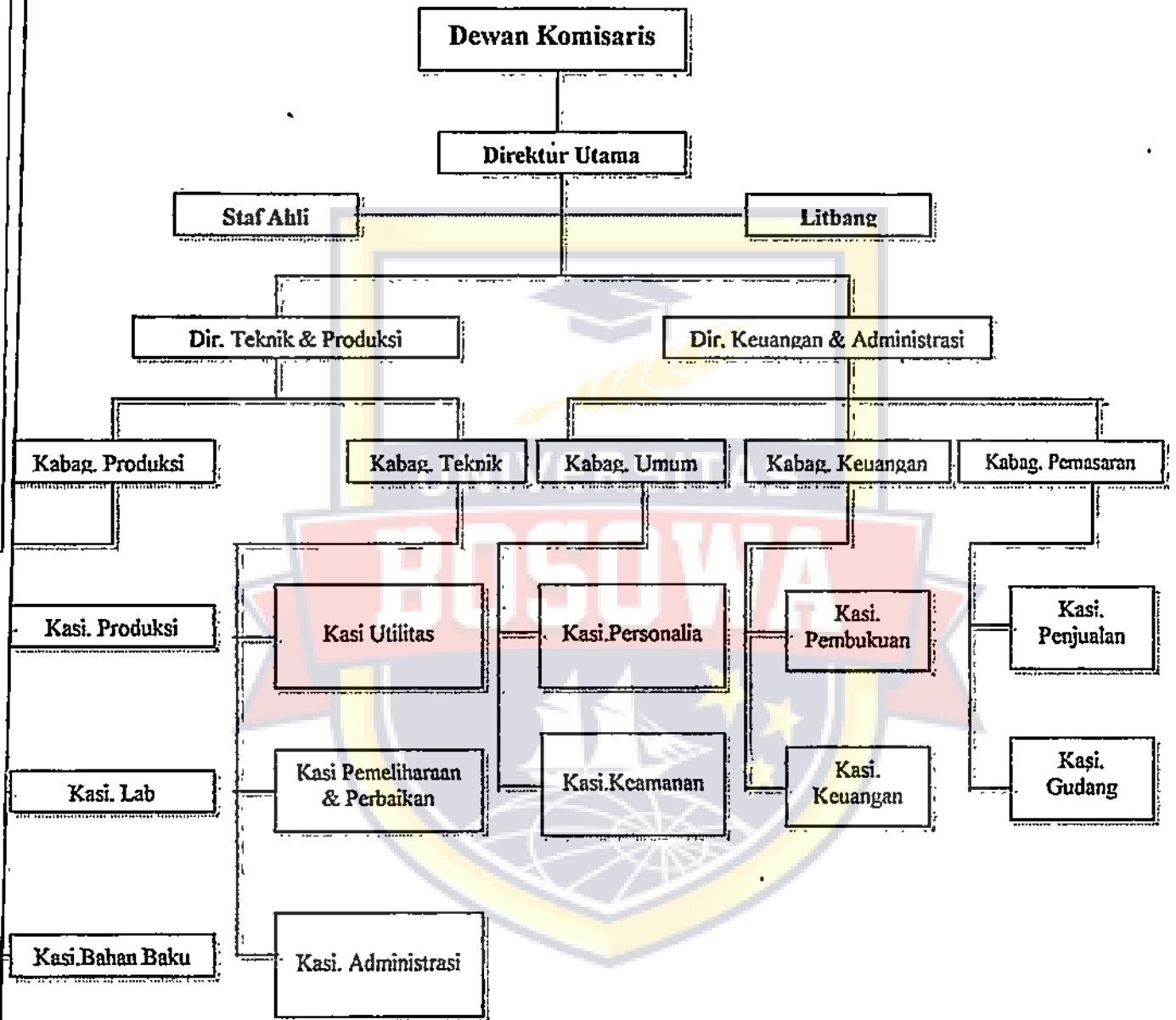
3. Asuransi Tenaga Kerja

Setelah karyawan perusahaan tanpa kecuali diikutsertakan dalam Aspek sesuai dengan peraturan pemerintah dan Departemen Tenaga Kerja. Disamping itu segala macam kecelakaan dan pengobatan yang diakibatkan oleh pekerja ditanggung oleh perusahaan.

Demikian pula biaya pengangkutan dari tempat terjadinya kecelakaan ke rumah korban atau rumah sakit ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang perburuhan.

Untuk jumlah karyawan yang diperlukan oleh pabrik asam propanoat dilihat pada tabel X - 2, sedangkan susunan struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar X-1.

Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Asam Propanoat



Gambar X-1. Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Asam Propanoat



XI. Analisa Ekonomi

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Untuk mengetahui sebuah pabrik yang direncanakan menguntungkan atau tidak, maka perlu dilakukan analisa ekonomi dari pabrik tersebut. Analisa ekonomi dimaksudkan untuk memberikan gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup *feasible* (layak) jika ditinjau dari sudut ekonomi.

Faktor-faktor yang 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 menentukan faktor-faktor di atas terlebih dahulu perlu diketahui :

1. *Total capital investment* (TCI)
2. *Total production cost* (TPC)

a. Total capital investment

Total capital investment diartikan sebagai jumlah modal yang perlu untuk mendirikan suatu pabrik dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu.

Total capital investment dibagi atas dua bagian, yaitu :

1. *Fixed capital investment (FCI)*, yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik. Meliputi pembelian peralatan, pemasangan alat, dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi.
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 terinci (*detail estimation*), maka dalam perancangan ini digunakan metode *study estimate*, yaitu metode di mana semua investasi pabrik dihitung berdasarkan harga 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 supervisi langsung, perawatan dan perbaikan, power, utilitas dan *royalties*.
- b. *Fixed charges* (biaya tetap), yaitu biaya yang tetap dari tahun ke tahun dan tidak berubah dengan adanya perubahan laju produksi. Biaya tersebut meliputi pajak, depresiasi, asuransi dan bunga bank.

c. *Plant overhead cost* (biaya tambahan pabrik), terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan pabrik secara umum, keamanan sosial, asuransi jiwa, pengepakan, fasilitas rekreasi, laboratorium dan fasilitas penyimpanan.

2. *General expense*

General expense 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 *profitability*

Dalam analisa ini digunakan beberapa asumsi, yaitu umur pabrik 10 tahun dengan kapasitas produksi masing-masing adalah :

1. tahun pertama 70 ,%
2. tahun kedua 80 %.
3. tahun ketiga sampai kesepuluh 100 %.
4. pajak pendapatan 35 % dari laba kotor.

a. *Break event point*

Break event point merupakan kondisi di mana 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 di tanam. Dan *cash flow* dari pabrik yang direncanakan dapat dilihat pada lampiran – D.

c. *Interest rate of return (IRR)*

Didefinisikan sebagai beban *discount* yang mampu ditanggung oleh sebuah perusahaan sedemikian rupa sehingga *commulative present value*.

d. *Shut down point (SDP)*

Merupakan suatu kondisi dimana pabrik beroperasi dengan kapasitas produksi tertentu mengalami penyusutan peralatan operasi sehingga 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.

Berikut adalah hasil – hasil perhitungan analisa ekonomi yang diperoleh pada lampiran – D:

1. Total modal investasi (*total capital investment*) Rp. 327.151.448.406
2. Total biaya produksi (*total production cost*) Rp. 322.536.114.700
3. Laba sebelum pajak Rp98.338.885. 300 dan sesudah pajak Rp.63.920.275.445.
4. *Return ori invesment* sebelum dan sesudah pajak masing-masing 36,07 % dan 23,45%.
5. *Pay out time* sebelum dan sesudah pajak masing-masing 2,1 tahun dan 2,9 tahun.
6. *Break event point* sebesar 45,54 %.
7. *Shut down point* sebesar 24,45%.



XIII. Kesimpulan

BAB XII

KESIMPULAN

Pra rancangan pabrik asam propanoat ($C_3H_4O_2$) dari propilen dengan kapasitas 18.500 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di daerah Bontang, Kalimantan Timur.

Bentuk perusahaan adalah perseroan terbatas (PT) yang menggunakan sistem struktur organisasi garis dan staf. Diharapkan dengan sistem struktur organisasi tersebut, aktifitas maupun operasional seorang bawahan dapat bertanggung jawab kepada atasannya, sehingga koordinasi antara pimpinan (direktur) dengan karyawan dapat tercipta dengan baik dan harmonis.

Pemilihan lokasi pabrik ini didasarkan pada pertimbangan beberapa aspek kelayakan, antara lain : penyediaan bahan baku, pemasaran, tenaga kerja, sarana utilitas dan lain-lain.

Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil-hasil sebagai berikut :

1. Menurut table 54 Aries dan Newton harga ROI minimum sebelum pajak untuk pabrik resiko rendah) dan 44% (untuk pabrik resiko tinggi). Untuk pabrik asam propanoat ini, harga ROI sebelum dan sesudah pajak adalah 36,07% dan 23,45%.
2. Menurut tabel 55 Aries dan Newton batas maksimum pay out time (POT) adalah 5 tahun untuk pabrik resiko rendah, dan 2 tahun untuk pabrik resiko tinggi. Harga POT untuk pabrik ini adalah 2,1 tahun sebelum pajak dan 2,9 tahun sesudah pajak.

3. Harga discounted cash flow (DCF) pabrik ini terhitung 38,63%, sedangkan tingkat suku bunga rata-rata di bank saat ini berkisar 15 - 16% pertahun, baik untuk sektor perdagangan, industri maupun kredit investasi, demikian pula untuk tingkat suku bunga deposito rata-rata yang dikeluarkan bank.
4. Break event point (BEP) untuk pabrik ini adalah 45,54%, sedangkan saat ini bank akan memberikan pinjaman kredit bila BEP tidak melebihi dari 60% (Menurut data kelayakan bank).

Dari semua hasil perhitungan dan data keterangan di atas, maka dapat disimpulkan bahwa pra rancangan pabrik asam propanoat ini cukup layak untuk didirikan, dan sangat menarik bagi pemilik modal (investor) yang akan menanamkan modalnya untuk dilanjutkan ketahap perancangan yang lebih mendetail.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*" pp 1- 15, 199 - 210.
- Anderson, L.B. and Wenzel, L.A., 1961, "*Introduction to chemical Engineering*", Internasional Student Edition, pp 195 - 204, Kogakusha, Ltd, Tokyo.
- Badger, and Banchero, 1975, "*Introduction to Chemical Engineering*", Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Brownell, L.E, and Young, E.H., 1959, "*Process Equipment Design*", John Willey and Sons Inc., New York.
- Brown, G.G., 1961, "*Unit Operation*" Modern Asia Edition, Charles E. Tuttle Co., Tokyo.
- Faith, W.L., D. B. Keyes and R.L. Clark., 1969, "*Industrial Chemistry*", second Edition, Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Foust, A.S., 1960, "*Principles Of Unit Operation*" , Second Edition, John Willey and Sons Inc., New York.
- Hesse, H.C., 1957, "*Process Equipment Design*" , John Willey and Sons Inc., New York.
- Kern. D.Q., 1950, "*Process Heat Transfer*", Mc.Graw Hill, Kogakusha Ltd., Japan.
- Kirk Othmer, "*Encyclopedia chemical of technology*" , Vol. 5, Fourth edition.
- Mc. Cabe, Warren, L., and Smith, J.C., 1976, "*Unit Operation Of Chemical Engineering*", third Edition, Mc. Graw Hill, Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Max. S. Peters, 1991, "*Plant Design and Economics for chemical Engineering*", Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Perry, R.H., 1984, "*Chemical Engineering Handbook* ", Sixth Edition, Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Japan.

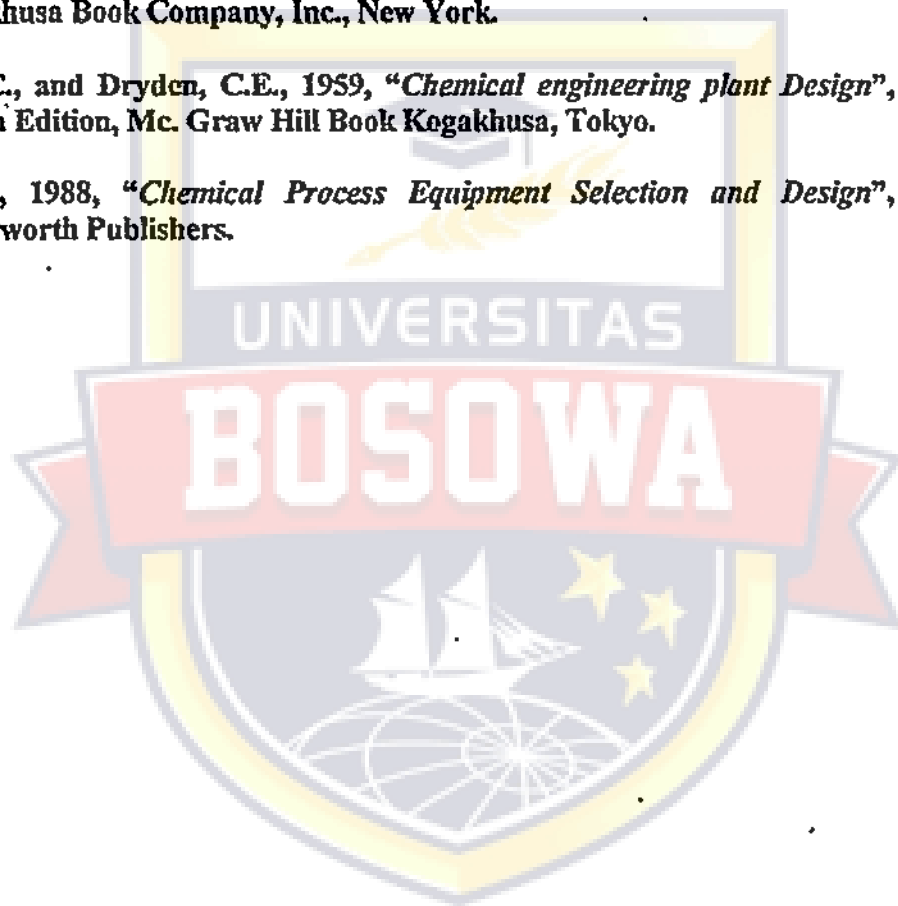
R.P., Lapina, P.E., "*Process Compressor Technology*", Vol 1.

Smith, J.M., Van Ness, H.C., 1975, "*Introduction To Chemical Engineering Thermodynamics*", Third Edition, Mc. Graw Hill Book Co., New York.

Trayball, R.E., 1955, "*Mass Transfer Operation*", second Edition, Mc. Graw Hill Kogakhusa Book Company, Inc., New York.

Vilbrant, F.C., and Dryden, C.E., 1959, "*Chemical engineering plant Design*", Fourth Edition, Mc. Graw Hill Book Kogakhusa, Tokyo.

Walas, S.M., 1988, "*Chemical Process Equipment Selection and Design*", Butterworth Publishers.





Lampiran A

Perhitungan Neraca Massa

Lampiran – A

Perhitungan Neraca Massa

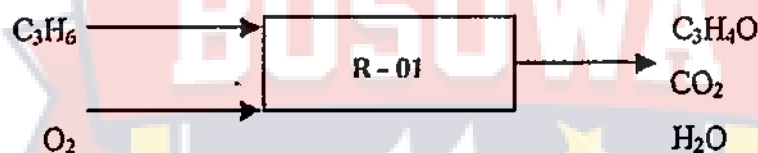
Basis operasi : 1 jam

Pabrik asam propanoat ($C_3H_4O_2$) beroperasi dengan kapasitas produksi 18.500 ton/tahun dengan waktu operasi 300 hari/tahun.

Rate produksi :

$$= \frac{18.500 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$
$$= 2569,4444 \text{ kg/jam}$$

1. Reaktor I R – 01



1. Kondisi operasi reaktor R – 01 :

- Suhu : $320^{\circ}C$
- Tekanan : 1,8 atm
- Fase : gas
- Konversi : 88 %

2. Komposisi bahan baku :

a. Propilen (% berat)

C_3H_6 : 99 %

C_3H_8 : 1 %

b. Udara (% berat)

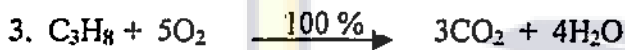
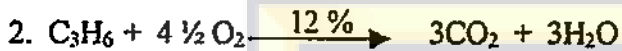
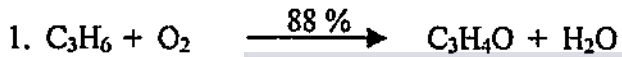
O_2 : 21 %

N_2 : 79 %

3. Perhitungan :

Basis : 100 kg umpan campuran C_3H_6 masuk reaktor.

Reaksi yang terjadi pada reaktor :

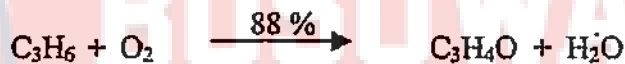


Komposisi gas propilena masuk reaktor R - 01 :

$$C_3H_6 = 0,99 \times 100 = 99 \text{ kg} = 2,3571 \text{ kgmol}$$

$$C_3H_8 = 0,01 \times 100 = 1 \text{ kg} = 0,0227 \text{ kgmol}$$

Reaksi 1.



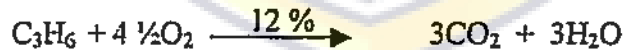
$$C_3H_6 \text{ bereaksi} = 0,88 \times 2,3571 = 2,0743 \text{ kgmol} = 87,1200 \text{ kg}$$

$$O_2 \text{ bereaksi} = 1/1 \times 2,0743 = 2,0743 \text{ kgmol} = 66,3771 \text{ kg}$$

$$C_3H_6O \text{ terbentuk} = 1/1 \times 2,0743 = 2,0743 \text{ kgmol} = 116,1600 \text{ kg}$$

$$H_2O \text{ terbentuk} = 1/1 \times 2,0743 = 2,0743 \text{ kgmol} = 37,3371 \text{ kg}$$

Reaksi 2.



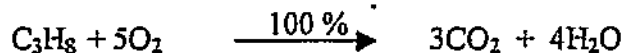
$$C_3H_6 \text{ bereaksi} = 0,12 \times 2,3571 = 0,2828 \text{ kgmol} = 11,8800 \text{ kg}$$

$$O_2 \text{ bereaksi} = 4 \frac{1}{2} \times 0,2828 = 1,2729 \text{ kgmol} = 40,7314 \text{ kg}$$

$$CO_2 \text{ terbentuk} = 3/1 \times 0,2828 = 0,8486 \text{ kgmol} = 37,3371 \text{ kg}$$

$$H_2O \text{ terbentuk} = 3/1 \times 0,2828 = 0,8486 \text{ kgmol} = 15,2743 \text{ kg}$$

Reaksi 3.



$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi} &= 0,0227 \text{ kgmol} \\
 \text{O}_2 \text{ bereaksi} &= 5 \times 0,0227 = 0,1136 \text{ kgmol} = 3,6364 \text{ kg} \\
 \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= 3 \times 0,0227 = 0,0682 \text{ kgmol} = 3 \text{ kg} \\
 \text{H}_2\text{O terbentuk} &= 4 \times 0,0227 = 0,0909 \text{ kgmol} = 1,6364 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan di atas di ketahui :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_6 \text{ bereaksi} &= \text{C}_3\text{H}_6 \text{ reaksi (1)} + \text{C}_3\text{H}_6 \text{ reaksi (2)} \\
 &= 87,1200 + 11,8800 \\
 &= 99 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{C}_3\text{H}_8 = 1 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ bereaksi} &= \text{O}_2 \text{ reaksi (1)} + \text{O}_2 \text{ reaksi (2)} + \text{O}_2 \text{ reaksi (3)} \\
 &= 66,3771 + 40,7314 + 3,6364 \\
 &= 110,7449 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O terbentuk} &= \text{H}_2\text{O reaksi (1)} + \text{H}_2\text{O reaksi (2)} + \text{H}_2\text{O reaksi (3)} \\
 &= 37,2371 + 15,2743 + 1,6364 \\
 &= 54,2478 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{CO}_2 \text{ reaksi (2)} + \text{CO}_2 \text{ reaksi (3)} \\
 &= 37,3371 + 3 \\
 &= 40,3371 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{C}_3\text{H}_4\text{O terbentuk} = 116,1600 \text{ kg}$$

Digunakan udara masuk reaktor 5 % berlebih sehingga komposisi udara masuk reaktor R - 01 :

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 &= \frac{105}{100} \times \text{O}_2 \text{ bereaksi} \\
 &= \frac{105}{100} \times 3,4608 \text{ kgmol} = 3,6338 \text{ kgmol} = 116,2828 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

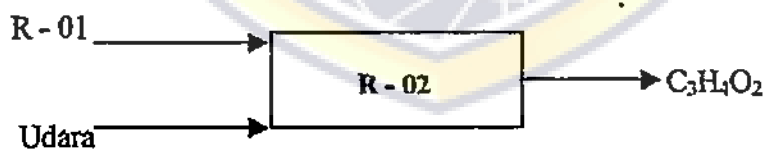
$$N_2 = \frac{79}{21} \times 3,6338 \text{ kmol} = 13,6701 \text{ kmol} = 382,7622 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} O_2 \text{ sisa} &= 116,2828 - 110,7449 \\ &= 5,5379 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A - 1 Neraca Massa Total I R - 01

Komponen	Masuk ; kg	Keluar ; kg
C ₃ H ₆	99	-
C ₃ H ₈	1	-
O ₂	116,2828	5,5379
N ₂	382,7622	382,7622
C ₃ H ₄ O	-	116,1600
CO ₂	-	40,3371
H ₂ O	-	54,2478
Total	599,0450	599,0450

2. Reaktor II R - 02



Di ketahui :

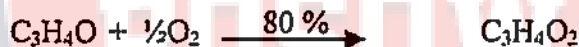
a. Kondisi operasi reaktor R - 02 :

1. Suhu : 280 ° C
2. Tekanan : 1,5 atm
3. Fase : gas
4. Konversi : 80 %

b. Komposisi material masuk reaktor R - 02 berasal dari produk keluar reaktor R - 01.

Komponen	Kg	Kgmol
O ₂	5,5379	0,1731
N ₂	382,7622	13,6701
H ₂ O	54,2478	3,0138
CO ₂	40,3371	0,9157
C ₃ H ₄ O	116,1600	2,0743
Total	599,0450	19,8480

Reaksi yang terjadi pada reaktor :



$$\text{C}_3\text{H}_4\text{O} \text{ bereaksi} = 0,80 \times 2,0743 = 1,6594 \text{ kgmol} = 92,9280 \text{ kg}$$

$$\text{C}_3\text{H}_4\text{O} \text{ sisa} = 116,1600 - 92,9280 = 23,2320 \text{ kg}$$

$$\text{O}_2 \text{ bereaksi} = \frac{1}{2} \times 1,6594 = 0,8297 \text{ kgmol} = 26,5509 \text{ kg}$$

$$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 \text{ terbentuk} = \frac{1}{1} \times 1,6594 = 1,6594 \text{ kgmol} = 119,4789 \text{ kg}$$

$$\text{O}_2 \text{ yang dibutuhkan} = 26,5509 - 5,5379 = 21,0130 \text{ kg} = 0,6566 \text{ kgmol}$$

Digunakan udara masuk reaktor R - 02 5 % berlebih sehingga komposisi udara masuk :

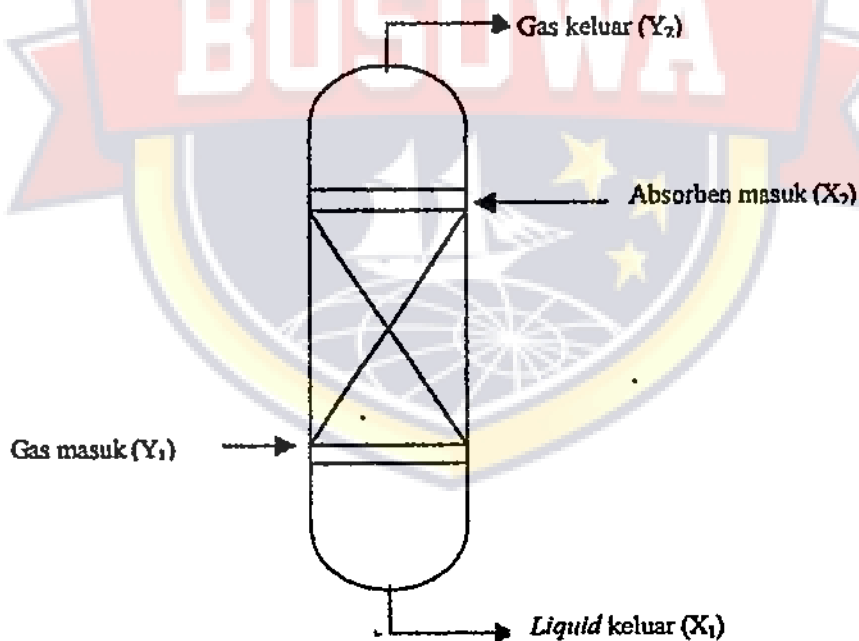
$$\text{O}_2 = \frac{105}{100} \times 0,6566 = 0,6895 \text{ kgmol} = 22,0636 \text{ kg}$$

$$\text{N}_2 = \frac{79}{21} \times 0,6895 = 2,5938 \text{ kgmol} = 72,6262 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ sisa keluar reaktor} &= \text{O}_2 \text{ masuk} - \text{O}_2 \text{ yang dibutuhkan} \\ &= 22,0636 - 21,0130 \\ &= 1,0506 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A – 2. Neraca Massa Total Reaktor R – 02

Komponen	Masuk ; kg	Keluar ; kg
O ₂	27,6015	1,0506
N ₂	455,3884	455,3884
H ₂ O	54,2478	54,2478
CO ₂	40,3371	40,3371
C ₃ H ₄ O	116,1600	23,2320
C ₃ H ₄ O ₂	-	119,4789
Total	693,7348	693,7348

3. Absorber AB – 01

Diketahui :

Kondisi operasi absorber :

1. Suhu $T = 60^{\circ}\text{C}$

2. Tekanan $P = 101 \text{ kPa} = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

Komposisi material masuk absorber berasal dari produk gas keluar reaktor R - 02 dengan komposisi sebagai berikut :

Komponen	Kg	Kgmol	Fraksimol
O ₂	1,0506	0,0328	0,0015
CO ₂	40,3371	0,9167	0,0411
N ₂	455,3884	16,2639	0,7293
H ₂ O	54,2478	3,0138	0,1351
C ₃ H ₄ O	23,2320	0,4149	0,0186
C ₃ H ₄ O ₂	119,4789	1,6594	0,7440
Total	639,7348	22,3015	1,0000

Pada absorber C₃H₄O dan C₃H₄O₂ dalam campuran gas diserap dengan menggunakan air. Direncanakan C₃H₄O dan C₃H₄O₂ yang terabsorpsi masing-masing sebesar 99,9 % mol dan sisanya terikut dalam aliran gas keluar absorber.

Total gas masuk absorber $G_1 = 22,3015 \text{ kgmol}$

Fraksimol C₃H₄O + C₃H₄O₂ dalam gas masuk (y_1) :

$$\begin{aligned}
 y_1 &= \frac{0,4149 + 1,6594}{22,3015} \\
 &= \frac{2,0743}{22,3015} \\
 &= 0,0930
 \end{aligned}$$

Ratio fraksimol C₃H₄O + C₃H₄O₂ dalam gas masuk (Y_1) :

$$\begin{aligned}
 Y_1 &= \frac{y_1}{1 - y_1} \\
 &= \frac{0,0930}{1 - 0,0930} = 0,1025
 \end{aligned}$$

$$\text{C}_3\text{H}_4\text{O} \text{ terabsorpsi} = 0,999 \times 0,4149 \text{ kgmol} = 0,4144 \text{ kgmol} = 23,2088 \text{ kg}$$

$$\text{C}_3\text{H}_4\text{O} \text{ dalam gas keluar} = 0,4149 - 0,4144 = 0,0005 \text{ kgmol} = 0,0232 \text{ kg}$$

$$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 \text{ terabsorpsi} = 0,999 \times 1,6594 = 1,6578 \text{ kgmol} = 119,3594 \text{ kg}$$

$$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 \text{ dalam gas keluar} = 1,6594 - 1,6578 = 0,0016 \text{ kgmol} = 0,1195 \text{ kg}$$

$$\text{Total gas terabsorpsi} = 0,4144 + 1,6578 = 2,0722 \text{ kgmol}$$

$$\text{Total gas keluar absorber} = 22,3015 - 2,0722 = 20,2293 \text{ kgmol}$$

Fraksimol $\text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$ dalam gas keluar (y_2) :

$$y_2 = \frac{0,0005 + 0,0016}{20,2293}$$

$$= 0,0001$$

Ratio fraksimol $\text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$ dalam gas keluar (Y_2)

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2}$$

$$= \frac{0,0001}{1 - 0,0001}$$

$$= 0,0001$$

Perhitungan kebutuhan H_2O penyerap.

Data kesetimbangan

Perhitungan berdasarkan hukum gas ideal dan larutan ideal

$$\text{Hukum Rault} \quad P_i^* = P_i \cdot x_i$$

$$\text{Hukum Dalton} \quad y_i = \frac{P_i^*}{P \text{ operasi}}$$

$$= \frac{P_i}{P_i} \times X_j$$

Dimana :

y_i ; x_i = fraksimol komponen i dalam fase uap dan fase cair

Persamaan garis operasi absorber : (per. 8.9 Treyball hal. 284)

$$G_s (Y_1 - Y_2) = L_s \text{ minimum } (X_1 - X_2)$$

Dimana G_s = kecepatan aliran gas bebas $C_3H_4O + C_3H_4O_2$

$$\begin{aligned} G_s &= 22,3015 (1 - 0,0930) \\ &= 20,2275 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

H_2O penyerap masuk absorber tidak mengandung C_3H_4O dan $C_3H_4O_2$ sehingga

$$X_2 = 0$$

Sehingga jumlah H_2O penyerap minimum :

$$\begin{aligned} L_s \text{ minimum} &= G_s \left[\frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \right] \\ &= 20,2275 \left[\frac{0,1025 - 0,0001}{0,0781 - 0} \right] \\ &= 26,5207 \text{ kgmol} = 477,3726 \text{ kg} \end{aligned}$$

ditetapkan L_s operasi = 1,2 . L_s minimum

$$\begin{aligned} &= 1,2 \times 477,3726 \\ &= 572,8471 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jadi jumlah H_2O penyerap yang digunakan = 572,8471 kg

Perhitungan H_2O yang terkondensasi dalam aliran gas masuk selama proses penyerapan.

Diketahui tekanan uap H_2O pada suhu $60^\circ C$, $P_i H_2O = 148,3944 \text{ mmHg}$

$$\begin{aligned} H_2O \text{ terkondisi} &= \frac{P_i H_2O}{P_t} \times \text{kgmol } H_2O \text{ gas} \\ &= \frac{148,3944 \text{ mmHg}}{760 \text{ mmHg}} \times 3,0138 \text{ kgmol} \\ &= 0,5885 \text{ kgmol} = 10,5930 \text{ kg} \end{aligned}$$

H_2O dalam aliran gas keluar *top absorber*

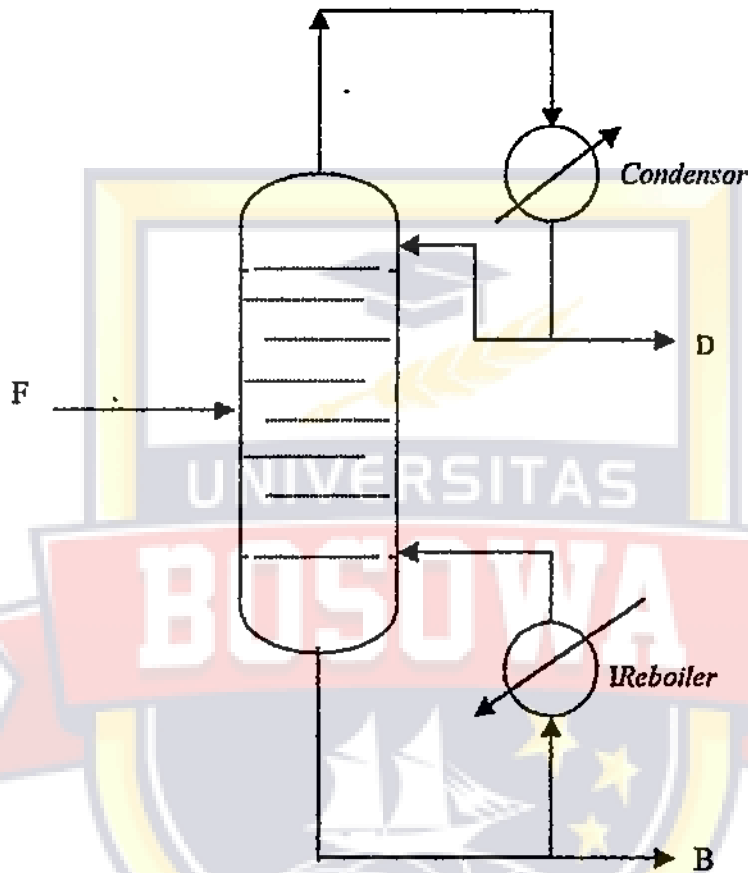
$$\begin{aligned}
 &= \text{H}_2\text{O gas masuk} - \text{H}_2\text{O terkondisi} \\
 &= 54,2478 - 10,5930 \\
 &= 43,6548 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

sehingga total $\text{H}_2\text{O liquid}$ keluar *bottom* absorber

$$\begin{aligned}
 &= \text{H}_2\text{O penyerap} + \text{H}_2\text{O terkondisi} \\
 &= 572,8471 + 10,5930 \\
 &= 583,4401 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A – 3. Neraca Massa Total Absorber AB – 01

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	Gas	Liquid	Gas	Liquid
O ₂	1,0506	-	1,0506	-
CO ₂	40,3371	-	40,3371	-
N ₂	455,3884	-	455,3884	-
H ₂ O	54,2478	572,8471	43,6548	583,4401
C ₃ H ₄ O	23,2320	-	0,0232	23,2088
C ₃ H ₄ O ₂	119,4789	-	0,1195	119,3594
	639,7348	572,8471	540,5736	726,0083
Total	1266,5819		1266,5819	

4. Distilasi D – 01

Komposisi umpan masuk kolom distilasi berasal dari produk liquid keluar bottom absorber dengan komposisi sebagai berikut :

Komponen	Kg	Kgmol	Fraksimol
H ₂ O	583,4401	32,4133	0,9399
C ₃ H ₄ O	23,2088	0,4144	0,0120
C ₃ H ₄ O ₂	119,3594	1,6578	0,0481
Total	726,00883	34,4855	1,0000

Kolom distilasi dioperasikan pada tekana 1 atm (760 mmHg) dan umpan masuk kolom pada kondisi liquid jenuh (*bubble point*). Penentuan bubble point umpan

dilakukan dengan metode trial dan error terhadap suhu. Hasil trial suhu dinyatakan memenuhi jika jumlah komposisi cairan uapnya sama dengan satu.

$$\sum y = x \cdot K = 1,0 \quad \dots \dots \dots (1)$$

1. Penentuan bubble point umpan distilasi

Diketahui data konstanta Antoine komponen : (appendix D Sherwood & Praustniz).

Komponen	Konstanta Antoine			Titik Didih (°C)
	A	B	C	
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13	100
C ₃ H ₄ O	15,9057	2606,53	-45,15	52,5
C ₃ H ₄ O ₂	16,5617	3319,18	-80,15	140,8

Tekanan uap komponen dihitung dengan persamaan Antoine :

$$\ln P_i = A - \frac{B}{C+T} \quad \dots \dots \dots (2)$$

Dimana :

P_i = tekanan uap murni komponen i ; mmHg

$A = B = C$ = konstanta Antoine

T = Suhu ; °K

Trial bubble point umpan

$$T = 373,2433 \text{ } ^\circ\text{K} = 100,2433$$

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

Komponen	x_i fraksimol	P_i ; mmHg	$K_i = P_i/P_t$	$y = x \cdot K_i$
H ₂ O	0,9399	756,7817	0,9958	0,9316
C ₃ H ₄ O	0,0120	2853,0420	3,7540	0,0484
C ₃ H ₄ O ₂	0,0481	295,0363	0,3882	0,0200
Total	1,0000			1,0000

2. Penentuan komposisi distilat dan bottom

Komposisi distilat dan bottom dihitung dengan menggunakan metode "short cut".

Ditetapkan :

Komponen *light key* (kunci ringan) LK = H₂O

Komponen *heavy key* (kunci berat) HK = C₃H₄O₂

Direncanakan produk distilat mengandung 99,99 % H₂O dan produk bottom mengandung 99,99 % C₃H₄O₂.

Perhitungan metode short-cut dengan membuat plot antara log (D/B) dengan log α (Van Winkle hal.303).

Dimana : α (derajat volatilitas) dihitung dengan persamaan :

$$\alpha = \frac{K_i}{K_{HK}} \quad \dots \dots \dots (3)$$

Maka derajat volatilitas masing-masing komponen ;

$$\alpha_{H_2O} = \frac{K_{H_2O}}{K_{C_3H_4O_2}} = \frac{3,7540}{0,3882} = 9,6702 \quad \log \alpha = 0,9854$$

$$\alpha_{H_2O} = \frac{K_{C_3H_4O}}{K_{C_3H_4O_2}} = \frac{0,9985}{0,3882} = 2,5650 \quad \log \alpha = 0,4091$$

$$\alpha_{H_2O} = \frac{K_{C_3H_4O_2}}{K_{C_3H_4O_2}} = \frac{0,3882}{0,3882} = 1,0 \quad \log \alpha = 0$$

Light key H₂O

Distilasi (D) = 0,9999 x 32,4133 kgmol = 32,4101 kgmol = 583,3818 kg

Bottom (B) = 32,4133 - 32,4101 kgmol = 0,0032 kgmol = 0,0583 kg

$$\log \frac{(H_2O)_D}{(H_2O)_B} = \log \frac{32,4101}{0,0032} = 4,0055$$

$$= 3,1385 \times 10^{15} + 1$$

$$= 3,1385 \times 10^{15}$$

$$(C_3H_4O)_B = \frac{(C_3H_4O)_F}{3,1385 \times 10^{15}}$$

$$= \frac{0,4144 \text{ kgmol}}{3,1385 \times 10^{15}}$$

$$= 1,3204 \times 10^{-16} \text{ kgmol}$$

karena jumlah C_3H_4O dalam produk bottom sangat kecil, maka dianggap C_3H_4O seluruhnya terdistribusi dalam produk distilat.

Tabel A - 3. Neraca Massa Total Absorber AB - 01

Komponen	Masuk Kg	Keluar ; Kg	
		Distilat	Bottom
C_3H_4O	23,2088	23,2088	-
H_2O	583,4401	583,3818	0,0583
$C_3H_4O_2$	119,3594	0,0144	119,3450
Total	726,0083	606,6050	119,4033
		726,0083	



Lampiran B

Perhitungan Neraca Panas

Lampiran – B

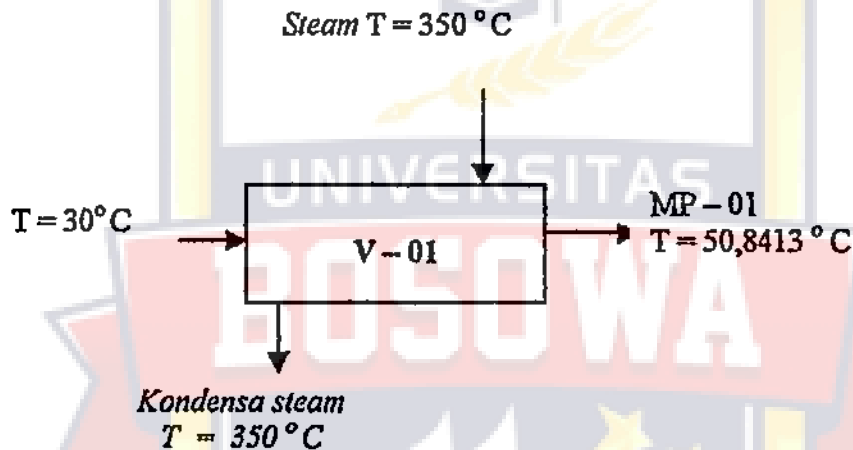
Perhitungan Neraca Panas

Suhu referensi : 25 %

Basis operasi : 1 jam

1. Vaporizer V – 01

Fungsi : menguapkan cairan propilen yang dialirkan dari tangki bahan baku



Pada vaporizer V – 01 ini, cairan propilen diuapkan pada kondisi *bubble point* dan uap propilen keluar vaporizer V – 01 pada kondisi *dew point*

Diketahui tekanan operasi $P_t = 20 \text{ atm} = 15200 \text{ mmHg}$.

1. Menentukan kondisi operasi pada Vaporizer V – 01

a. *Bubble point* vaporizer

$$\text{Trial } T = 323,8272 \text{ } ^\circ\text{K} = 50,8272 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Kg	Kgmol	Fraksi mol	P_i ; mmHg	$K_i = P_i/P_t$	$y = x \cdot K_i$
C_3H_6	2130,3832	50,7234	0,9904	15223,3362	1,0015	0,9919
C_3H_8	21,5190	0,4891	0,0096	12792,4830	0,8416	0,0081
Total	2151,9022	51,2125	1,0000			1,0000

b. Dew point vaporizer

$$\text{Trial } T = 323,8423 \text{ } ^\circ\text{K} = 50,8413 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	y; fraksi mol	Pi; mmHg	Ki = Pi/Pt	X = y/Ki
C ₃ H ₆	0,9904	15227,7266	1,0018	0,9886
C ₃ H ₈	0,0096	12796,2796	0,8419	0,0114
total	1,0000			1,0000

Trial dew point dinyatakan memenuhi jika diperoleh $\sum y = 1,0$

2. Perhitungan negara panas pada vaporizer V - 01

a. Panas sensibel liquid masuk vaporizer V - 01 ; Q₁

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{C}_3\text{H}_6} &= 2130,3832 \int_{298^\circ\text{K}}^{303^\circ\text{K}} (0,4706 + 1,683 \times 10^{-3}T - 16,82 \times 10^{-6}T^2 + 44,07 \times 10^{-9}T^3) dT \\
 &= 6959,8383 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{C}_3\text{H}_8} &= 21,5190 \int_{298^\circ\text{K}}^{303^\circ\text{K}} (0,3326 + 2,332 \times 10^{-3}T - 13,36 \times 10^{-6}T^2 + 30,16 \times 10^{-9}T^3) dT \\
 &= 69,4399 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Total panas sensibel liquid masuk vaporizer V - 01 :

$$\begin{aligned}
 Q_1 &= Q_{\text{C}_3\text{H}_6} + Q_{\text{C}_3\text{H}_8} \\
 &= 6959,8383 + 69,4399 \\
 &= 7029,2782 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

b. Panas sensibel liquid pada bubble point ; Q₂

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{C}_3\text{H}_6} &= 2130,3832 \int_{298^\circ\text{K}}^{323,8272^\circ\text{K}} (0,4706 + 1,683 \times 10^{-3}T - 16,82 \times 10^{-6}T^2 + 44,07 \times 10^{-9}T^3) dT \\
 &= 3187,4444 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{C}_3\text{H}_8} &= 21,5190 \int_{298^\circ\text{K}}^{323,8272^\circ\text{K}} (0,3326 + 2,332 \times 10^{-3}T - 16,82 \times 10^{-6}T^2 + 30,16 \times 10^{-9}T^3) dT
 \end{aligned}$$

$$= 374,2930 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel *liquid* pada *bubble point* ; Q_2

$$\begin{aligned} Q_2 &= Q_{C_3H_6} + Q_{C_3H_8} \\ &= 3187,4444 + 374,2930 \\ &= 38548,7374 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c. Panas laten penguapan pada *bubble point* ; Q_3

$$Q = n \cdot \Delta H_v$$

Dimana : n = kgmol komponen teruapkan

ΔH_v = entalpi penguapan komponen ; kkal/kgmol

ΔH_v dihitung dengan menggunakan pers. Watson (pers. 4-8 Smith-Van Ness hal. 116).

$$\frac{\Delta H_1}{\Delta H_2} = \left[\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right]$$

dimana ΔH_1 = panas laten penguapan pada suhu yang diketahui ; Btu/lb

ΔH_2 = panas laten penguapan pada suhu terhitung ; Btu/lb

Tr_2 = suhu *reduce* pada suhu terhitung

Tr_1 = suhu *reduce* pada suhu yang diketahui

Data-data yang diketahui (Appendix D Sherwood & Proustnit).

Komponen	T_1 ; °F	ΔH_1 ; Btu/lb	T_c ; °F
C_3H_6	-54,04	188,7385	197,6
C_3H_8	-43,78	183,7193	206,24

Maka entalpi kondensasi komponen pada suhu $50,8413^\circ\text{C} = 123,5^\circ$ adalah:

$$\text{a. } C_3H_6 \quad Tr_1 = \frac{T_1}{T_c} = \frac{-54,04 + 460}{197,6 + 460} = 0,6173$$

$$Tr_2 = \frac{T_1}{T_c} = \frac{123,5 + 460}{197,6 + 460} = 0,8873$$

$$\begin{aligned}\Delta H_2 &= \Delta H_1 \left[\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right]^{0,38} \\ &= 188,7385 \left[\frac{1 - 0,8873}{1 - 0,6173} \right]^{0,38} \\ &= 118,6056 \text{ Btu/lb} = 65,8339 \text{ kkal/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{C_3H_6} &= 2303,1189 \text{ kg} \times 65,9343 \text{ kkal/kg} \\ &= 151854,5222 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{b. } C_3H_8 \\ Tr_1 &= \frac{T_1}{T_c} = \frac{-43,78 + 460}{206,24 + 460} = 0,6247\end{aligned}$$

$$Tr_2 = \frac{T_2}{T_c} = \frac{123,5 + 460}{206,24 + 460} = 0,8758$$

$$\begin{aligned}\Delta H_2 &= \Delta H_1 \left[\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right]^{0,38} \\ &= 183,7193 \left[\frac{1 - 0,8758}{1 - 0,6247} \right]^{0,38} \\ &= 120,6861 \text{ Btu/lb} = 66,9888 \text{ kkal/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{C_3H_8} &= 21,5190 \text{ kg} \times 66,9888 \text{ kkal/kg} \\ &= 1441,5320 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Total panas laten penguapan :

$$\begin{aligned}Q_3 &= Q_{C_3H_6} + Q_{C_3H_8} \\ &= 140251,4346 + 1441,5320 \\ &= 141692,9666 \text{ kkal}\end{aligned}$$

c. Panas sensibel uap keluar vaporizer V - 1 pada dew point ; Q_4

$$Q_{C_3H_6} = \frac{2130,3832}{42} \int_{298^{\circ}K}^{323,8413^{\circ}K} (0,68 + 56,8 \times 10^{-3}T - 28,6 \times 10^{-6}T^2 + 5,6 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 20364,6253 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_8} = \frac{21,5190}{44} \int_{298^{\circ}K}^{323,8413^{\circ}K} (-0,58 + 69,9 \times 10^{-3}T - 32,9 \times 10^{-6}T^2 + 6,54 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 229,6093 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel keluar *vaporizer* V - 01 :

$$Q_4 = Q_{C_3H_6} + Q_{C_3H_8}$$

$$= 20364,6253 + 229,6093$$

$$= 20864,2346 \text{ kkal}$$

d. Beban panas pada *vaporizer* V - 01 ; Q_5

a. *Preheating* ; Q_p

$$Q_p = Q_2 - Q_1$$

$$= 38548,7374 - 7029,2782$$

$$= 31519,2346 \text{ kkal}$$

b. *Vaporizing* ; Q_v

$$Q_v = Q_3 + Q_4$$

$$= 141692,9666 + 20864,2346$$

$$= 162557,2012 \text{ kkal}$$

Total beban panas *vaporizer* V - 01 :

$$Q_5 = Q_p + Q_v$$

$$= 31519,4592 + 162557,2012$$

$$= 194076,6604 \text{ kkal}$$

sebagai pemanas pada *vaporizer* V - 01 digunakan *saturated steam* pada suhu $350^{\circ}C$ dan tekanan 16535,1 kPa.

Dari tabel *saturated steam* (Smith – Van Ness edisi 4 hal.579) didapat entalpi penguapan steam ΔH_v 214,1255 kkal/kg.

Jumlah steam yang dibutuhkan :

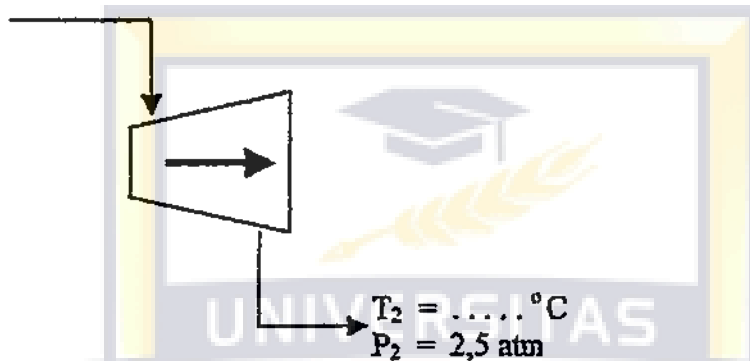
$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_s}{\Delta H_v} \\
 &= \frac{194076,6604 \text{ kkal}}{214,1255 \text{ kkal}} \\
 &= 906,3687 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B – 1. Neraca Panas Total Vaporizer V – 01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q C ₃ H ₆	6959,8383	20634,6253
Q C ₃ H ₈	69,4399	229,6093
Q preheating	-	38548,7374
Q vaporizer	-	141692,9666
Steam pemanas	194076,6604	-
Total	201105,9386	201105,9386

2. Expander E - 01

Fungsi : menurunkan tekanan gas propilen keluar dari *vaporizer* V - 01 dari 20 atm menjadi 2,5 atm.



Data-data diketahui :

1. Suhu gas masuk *expander* E - 01 = 50,8413 ^{oC} ?
2. Tekanan gas masuk $P_1 = 20 \text{ atm} = 20,2655 \text{ bar}$
3. Tekanan gas masuk $P_2 = 2,5 \text{ atm} = 2,533 \text{ bar}$?
4. Laju alir masuk *expander* E - 01 :

Komponen	Kg/jam	Kgmol	X; fraksi mol
C_3H_6	2130,3832	50,7234	0,9904
C_3H_8	21,5190	0,4891	0,0096
Total	2151,9022	51,2125	1,0000

$$\begin{aligned}
 \text{Berat molekul campuran BM} &= \sum (BM_i \times X_i) \\
 &= (x C_3H_6 \cdot BM C_3H_6) + (x C_3H_8 \cdot BM C_3H_8) \\
 &= (0,9904 \times 42) + (0,0096 \times 44) \\
 &= 42,0190 \text{ kg/kgmol}
 \end{aligned}$$

Densitas campuran gas pada kondisi $T = 50,8413 \text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 20 atm :

$$\rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T_1}{T_2} \times \frac{P_2}{P_1}$$

$$= \frac{42,0190 \text{ kg/mol}}{22,4136 \text{ m}^3/\text{kgmol}} \times \frac{273 \text{ }^\circ\text{K}}{323,8413 \text{ }^\circ\text{K}} \times \frac{20 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 31,6080 \text{ kg/m}^3$$

Tenaga dari gas digunakan untuk *recovery* turbin :

$$W_s = \frac{\epsilon_i \times m \times (P_1 - P_2)}{\rho} \quad (\text{Ulrich, pers. 4 - 19 hal. 93})$$

Dimana ϵ_i = efisiensi intrinsik

m = laju air massa ; kg/detik

P_1 = tekanan gas masuk ; bar

P_2 = tekanan gas keluar ; bar

ρ = densitas ; kg/m³

ws = *brake power*

diambil efisiensi = 55%

$$ws = \frac{0,55 \times 0,5978 \text{ kg/det} \times (20,2655 - 2,5332) \text{ bar} \times 10^5 \text{ joule/bar.m}^3}{31,6080 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 18445,0275 \text{ joule/detik}$$

suhu keluar *expander* dihitung dari neraca energi sistem adiabatis :

$$m(H_1 - H_2) = ws = m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2)$$

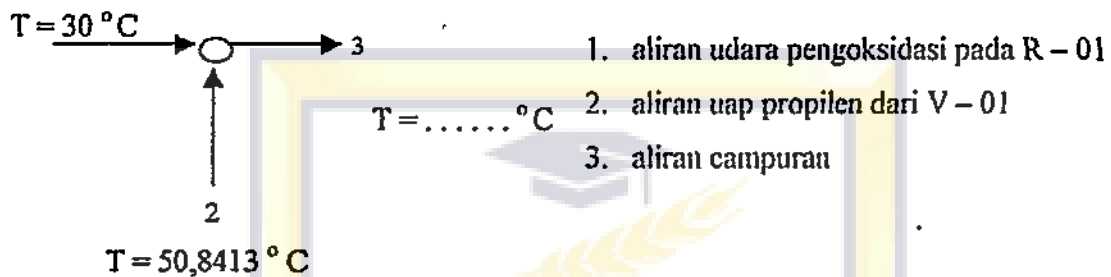
$$(T_1 - T_2) = \frac{ws}{m \times c_p}$$

$$= \frac{18445,0275}{51,2125 \text{ kgmol/jam} \times 15,7658 \text{ kkal/kgmol } ^\circ\text{K} \times 3600 \text{ det/jam} \times 4,1833 \times 10^3 \text{ joule/kkal}}$$

$$= 1,52 \cdot 10^{-6} \text{ }^\circ\text{K}$$

Jadi gas mengalami penurunan suhu sebesar $1,52 \cdot 10^{-6} \text{ K}$. Karena penurunan suhu sangat kecil maka dianggap tidak terjadi perubahan suhu (tetap).

3. Mix Point MP - 01



a. Panas yang dibawa udara pada aliran 1 ; Q_1

$$Q_{O_2} = \frac{2502,2921}{32} \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{303 \text{ }^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3} T - 0,37 \times 10^{-6} T^2 + 0,22 \times 10^{-9} T^3) dT$$

$$= 2734,9165 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{8236,6682}{28} \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{303 \text{ }^\circ\text{K}} (7,07 + 1,32 \times 10^{-3} T - 3,31 \times 10^{-6} T^2 - 1,26 \times 10^{-9} T^3) dT$$

$$= 10204,7141 \text{ kkal}$$

Total panas yang dibawa pengoksidasi :

$$Q_1 = Q_{O_2} + Q_{N_2}$$

$$= 2734,9165 + 10204,7141$$

$$= 12939,6306 \text{ kkal}$$

b. Panas yang dibawa uap *propilen* pada aliran 2 : $Q_2 =$ panas keluar *vaporizer* V- 01

$$\dot{Q}_2 = 20864,2346 \text{ kkal}$$

c. Panas pada aliran campuran ; Q_3 :

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q_1 + Q_2 \\
 &= 12939,6306 + 20864,2346 \\
 &= 33803,8652 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Suhu pada aliran campuran dihitung dengan metode *Trial and error*. Hasil perhitungan *Trial* didapat pada suhu $T = 35,0026 \text{ }^\circ\text{C} = 308,0026 \text{ }^\circ\text{K}$

$$\begin{aligned}
 Q_{Q_2} &= \frac{2502,2921}{32} \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{308,0026 \text{ }^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 + 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT \\
 &= 5476,0021 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{N_2} &= \frac{8236,6682}{28} \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{308,0026 \text{ }^\circ\text{K}} (7,07 + 1,32 \times 10^{-3}T - 3,31 \times 10^{-6}T^2 - 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT \\
 &= 20417,2379 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

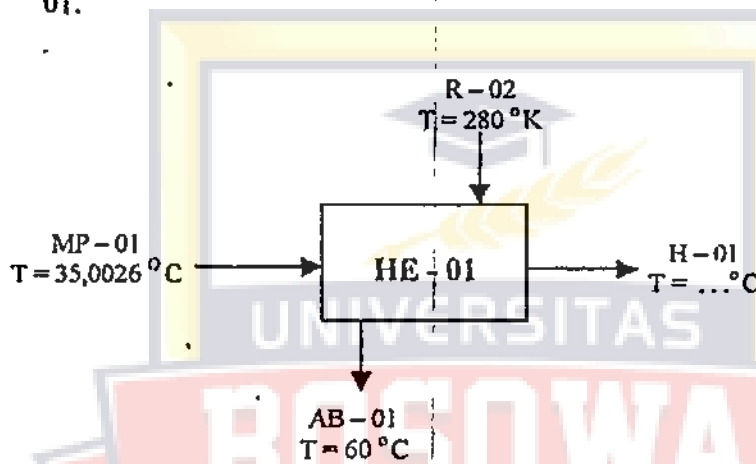
$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_6} &= \frac{2130,3832}{42} \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{308,0026 \text{ }^\circ\text{K}} (0,68 + 56,8 \times 10^{-3}T - 25,6 \times 10^{-6}T^2 - 5,6 \times 10^{-9}T^3) dT \\
 &= 7823,7394 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_8} &= \frac{21,5190}{44} \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{308,0026 \text{ }^\circ\text{K}} (0,68 + 56,8 \times 10^{-3}T - 25,6 \times 10^{-6}T^2 - 5,6 \times 10^{-9}T^3) dT \\
 &= 86,8858 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{maka } Q_3 &= Q_{Q_2} + Q_{N_2} + Q_{C_3H_6} + Q_{C_3H_8} \\
 &= 5476,0021 + 20417,2379 + 7823,7394 + 86,8868 \\
 &= 33803,8652 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

4. Heat Exchanger HE - 01

Fungsi : Menaikkan suhu umpan Reaktor R - 01 dari aliran MP - 01 dan menurunkan suhu produk reaktor R - 02 sebelum masuk absorber AB-01.



- Panas umpan Reaktor R - 01 dari MP - 01 masuk *heat exchanger* HE - 01; H-01 Panas yang dibawa umpan reaktor R - 01 dari MP - 01 .
 $Q_1 = 33803,8652 \text{ kkal}$
- Panas produk reaktor R - 02 masuk *heat exchanger* HE - 01 ; $Q_2 =$ panas produk keluar reaktor R - 02.
 $Q_2 = 1088126,9774 \text{ kkal}$
- Panas produk reaktor R - 02 keluar *heat exchanger* HE - 01 ; $Q_3 =$ panas produk reaktor R - 02 masuk absorber AB - 01
 $Q_3 = 140149,1686 \text{ kkal}$
- Panas umpan reaktor R - 01 keluar *heat exchanger* HE - 01 ; $Q_4 :$

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4$$

$$Q_3 = (Q_1 + Q_2) - Q_4$$

$$= (33803,856 + 1088126,9774) - 140149,1686$$

$$= 981781,6740 \text{ kkal}$$

Suhu umpan reaktor R - 01 keluar *heat exchanger* dihitung dengan metode *trial and error*. Hasil perhitungan *trial* didapat pada suhu $T = 533,2734^{\circ} \text{K} = 260,2734^{\circ} \text{C}$.

$$Q_{\text{O}_2} = \frac{2502,2921}{32} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{533,2743^{\circ}\text{K}} (6,22 + 2,718 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 122552,6072 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{N}_2} = \frac{8236,6682}{28} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{533,2743^{\circ}\text{K}} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 + 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 552372,6243 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_6} = \frac{2130,3832}{42} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{533,2743^{\circ}\text{K}} (6,68 + 56,8 \times 10^{-3}T - 28,6 \times 10^{-6}T^2 + 5,6 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 273939,8987 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_8} = \frac{21,5190}{44} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{533,2743^{\circ}\text{K}} (-0,58 + 69,9 \times 10^{-3}T - 32,9 \times 10^{-6}T^2 + 6,54 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 3116,5438 \text{ kkal}$$

$$\text{maka } Q_4 = Q_{\text{O}_2} + Q_{\text{N}_2} + Q_{\text{C}_3\text{H}_6} + Q_{\text{C}_3\text{H}_8}$$

$$= 152552,6072 + 552372,6330 + 273939,8987 + 3116,5438$$

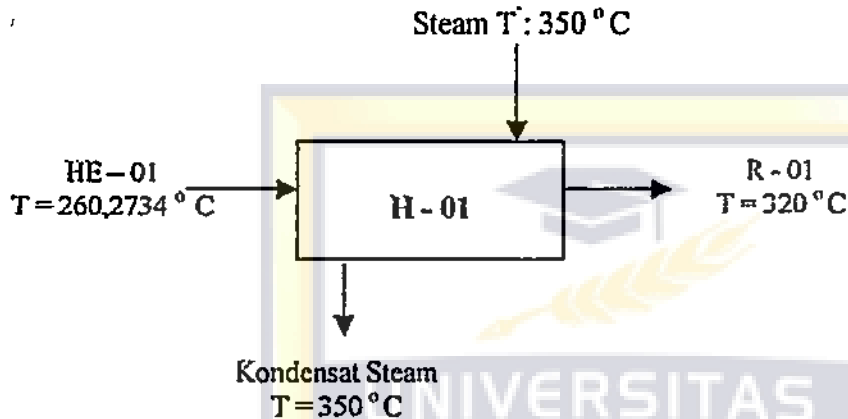
$$= 981781,6740 \text{ kkal}$$

Tabel B. 2. Neraca Panas Total *Heat Exchanger* HE – 01

Komponen	Masuk ; kkal		Keluar ; kkal	
	Umpan R-01	Produk R-02	Umpan R-01	Produk R-02
Q O ₂	5476,0021	1312,5572	152552,6072	173,7634
Q N ₂	20417,2379	626483,3793	552372,6243	85055,6588
Q C ₂ H ₆	7823,7349	-	773939,8987	-
Q C ₃ H ₈	86,8858	-	3116,5438	-
Q CO ₂	-	50518,5360	-	6272,5344
Q H ₂ O	-	138471,5253	-	18608,3602
Q C ₂ H ₄ O	-	54993,3231	-	5814,8371
Q C ₂ H ₄ O ₂	-	216347,6565	-	24223,9147
Total	33803,8652	1088126,9774	981781,6740	140149,1686
	1121930,8426		1121930,8426	

5. Heater II - 01

Fungsi : menaikkan suhu umpan reaktor R - 01 yang keluar dari *heat exchanger* HE - 01.



- Panas sensibel gas masuk *heater* H - 01; Q_1 = Panas sensibel gas umpan reaktor R-01 keluar *heat exchanger* HE - 01.
 $Q_1 = 981781,6827$ kkal
- Panas sensibel gas keluar *heater* H - 01 ; Q_2 = Panas sensibel gas masuk reaktor R - 01.

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_6} = \frac{2130,3832}{42} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} (6,68 + 56,8 \times 10^{-3}T - 28,6 \times 10^{-6}T^2 + 5,6 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 308996,7591 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_8} = \frac{21,5190}{44} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} (-0,58 + 69,9 \times 10^{-3}T - 32,9 \times 10^{-6}T^2 + 6,54 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 3525,1937 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{O}_2} = \frac{2502,2921}{32} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} (6,22 + 2,718 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 169079,3286 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{8236,6682}{28} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 + 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 610861,3330 \text{ kkal}$$

$$Q_2 = 1092462,6144 \text{ kkal}$$

c. Panas yang dibutuhkan dari pemanas ; Q_3 :

$$Q_3 = Q_2 - Q_1$$

$$= 1092462,6144 \text{ kkal} - 981781,6827 \text{ kkal}$$

$$= 110680,9314 \text{ kkal}$$

sebagai pemanas digunakan *saturated steam* pada suhu 350°C dan tekanan 19535,1 kPa. Dari tabel *saturated steam* (Smith – Van Ness edisi 4 hal. 579) didapat entalpi penguapan *steam* $\Delta H_v = 214,1255 \text{ kkal/kg}$.

$$m = \frac{Q_3}{\Delta H_v}$$

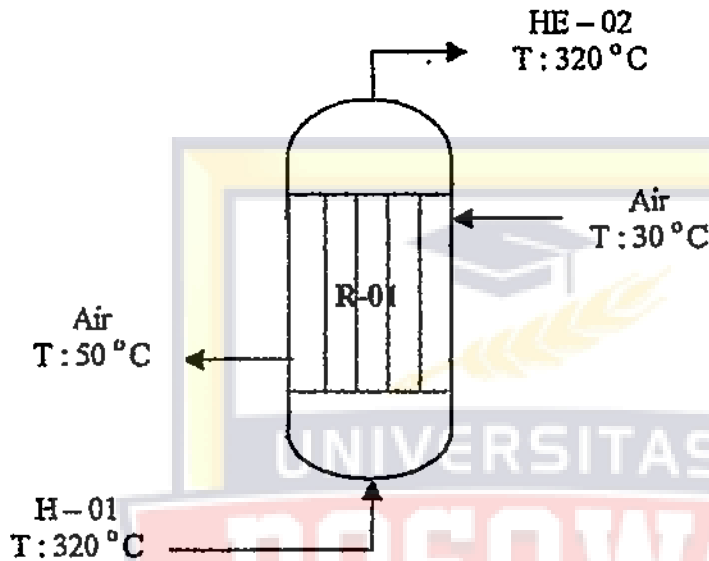
$$= \frac{110680,9313 \text{ kkal}}{214,1255 \text{ kkal/kg}} \approx 516,8975 \text{ kg}$$

Tabel B. 3. Neraca Panas Total Heater HE – 01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q_{O_2}	152552,6072	169079,3286
Q_{N_2}	552372,6243	610861,3330
$Q_{C_2H_6}$	273939,8987	308996,7591
$Q_{C_3H_8}$	3116,5438	3525,1937
Q Pemanas	110680,9314	-
Total	1092462,6144	1092462,6144

6. Reaktor R - 01

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan *acrolein* (C_3H_4O)



Reaktor R - 01 dioperasikan pada kondisi *isotermis* (suhu konstan) pada $T: 320\text{ }^{\circ}\text{C} = 593\text{ }^{\circ}\text{K}$

- a. Panas sensibel gas masuk reaktor R - 01 ; $Q_1 =$ panas sensibel gas keluar H-01.

$$Q_1 = 1092462,6144 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_6} = \frac{2130,3832}{42} \int_{298\text{ }^{\circ}\text{K}}^{593\text{ }^{\circ}\text{K}} (0,68 + 56,8 \times 10^{-3}T - 28,6 \times 10^{-6}T^2 + 5,6 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 308996,7591 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_8} = \frac{21,5190}{44} \int_{298\text{ }^{\circ}\text{K}}^{593\text{ }^{\circ}\text{K}} (-0,58 + 69,9 \times 10^{-3}T - 32,9 \times 10^{-6}T^2 + 6,54 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 3525,1937 \text{ kkal}$$

$$Q_{O_2} = \frac{2502,2921}{32} \int_{298\text{ }^{\circ}\text{K}}^{593\text{ }^{\circ}\text{K}} (6,22 + 2,11 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 169079,3286 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{8236,6682}{28} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 - 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 610861,3330 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel gas masuk reaktor :

$$\begin{aligned} Q_1 &= Q_{C_3H_6} + Q_{C_3H_8} + Q_{O_2} + Q_{N_2} \\ &= 308996,7591 + 3525,1937 + 169079,3286 + 610861,3330 \text{ kkal} \\ &= 1092462,6144 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b. Panas Reaksi ; Q_R

Reaksi yang terjadi dalam reaktor :



Entalpi reaksi standar pada suhu 25°C ; $\Delta H^\circ_R 25^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_R &= \Delta H^\circ_{f_{\text{produk}}} - \Delta H^\circ_{f_{\text{reaktan}}} \\ &= (\Delta H^\circ_{f_{C_3H_4O}} + \Delta H^\circ_{f_{H_2O}}) - (\Delta H^\circ_{f_{C_3H_6}} + \Delta H^\circ_{f_{O_2}}) \end{aligned}$$

Diketahui data entalpi pembentukan standar, ΔH°_f (Apendiks D)

$$\Delta H^\circ_{f_{C_3H_4O}} = -70,92 \text{ kJ/mol} = -16939 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\Delta H^\circ_{f_{H_2O}} = -242,00 \text{ kJ/mol} = -57801 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\Delta H^\circ_{f_{C_3H_6}} = +20,43 \text{ kJ/mol} = +4880 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_R &= \{ (-16939) + (-57801) \} - \{ (4880) \} \\ &= -79620 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

Entalpi reaksi pada suhu 320°C ; $\Delta H^\circ_R 320^\circ\text{C}$:

$$\Delta H^\circ_R 320^\circ\text{C} = \Delta H^\circ_R 25^\circ\text{C} + \sum C_p dT_{\text{produk}} - \sum C_p dT_{\text{reaktan}}$$

$$\sum C_p dT_{\text{produk}} = \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p dT (C_3H_4O) + \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p dT (H_2O)$$

$$C_3H_4O = \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (11,970 + 210,5 \times 10^{-3}T - 10,70 \times 10^{-6}T^2 + 19,05 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 9994,8649 \text{ kJ/kgmol} = 2387,2325 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (8,10 - 0,72 \times 10^{-3}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 2479,3130 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\Sigma C_p dT_{\text{produk}} = 2387,2325 + 2479,3130$$

$$= 4866,5455 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\Sigma C_p dT_{\text{reaktan}} = \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p dT (\text{C}_3\text{H}_6) + \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p dT (\text{O}_2)$$

$$\text{C}_3\text{H}_6 = \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (0,68 + 56,8 \times 10^{-3}T - 28,6 \times 10^{-6}T^2 + 5,6 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 6091,7979 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\text{O}_2 = \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 2162,2329 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\Sigma C_p dT_{\text{reaktan}} = 6102,8385 + 2161,7992$$

$$= 8264,6377 \text{ kkal/kgmol}$$

maka :

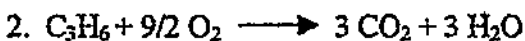
$$\Delta H^\circ_{\text{R } 320 \text{ } ^\circ\text{C}} = -79620 + 4866,5455 - 8264,6377 \text{ kkal/kgmol}$$

$$= -83018,0922 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\text{Panas reaksi ; } Q_{\text{R1}} = \text{kgmol C}_3\text{H}_6 \text{ bereaksi} \times \Delta H^\circ_{\text{R } 320 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$= 44,6369 \times 83018,0922$$

$$= 3705670,2800 \text{ kkal}$$



Entalpi reaksi standar pada suhu $25 \text{ } ^\circ\text{C}$; $\Delta H^\circ_{\text{R } 25 \text{ } ^\circ\text{C}}$:

$$\begin{aligned}\Delta H^{\circ}_R &= \Delta H^{\circ}_f \text{produk} - \Delta H^{\circ}_f \text{reaktan} \\ &= (3\Delta H^{\circ}_f \text{CO}_2 + 3\Delta H^{\circ}_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_6 + 9/2 \Delta H^{\circ}_f \text{O}_2)\end{aligned}$$

Diketahui data entalpi pembentukan standar; ΔH°_f (Appendix D) .

$$\Delta H^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_6 = 20,43 \text{ kJ/mol} = 4880 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_f \text{CO}_2 = -393,77 \text{ kJ/mol} = -94050 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_f \text{H}_2\text{O} = -242,00 \text{ kJ/mol} = -57801 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H^{\circ}_R 25^{\circ}\text{C} &= \{3(-94050) + 3(-57801)\} - \{(4880+0)\} \\ &= -460433 \text{ kkal/kgmol}\end{aligned}$$

Entalpi reaksi pada suhu 320°C ; $\Delta H^{\circ}_R 320^{\circ}\text{C}$:

$$\Delta H^{\circ}_R 320^{\circ}\text{C} = \Delta H^{\circ}_R 25^{\circ}\text{C} + \sum C_p dT_{\text{produk}} + \sum C_p dT_{\text{reaktan}}$$

$$\sum C_p dT_{\text{produk}} = \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} C_p dT (\text{CO}_2) + \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} C_p dT (\text{H}_2\text{O})$$

$$\begin{aligned}\text{CO}_2 &= \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} (5,14 + 15,4 \times 10^{-3}T - 9,94 \times 10^{-6}T^2 - 2,42 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 3011,7794 \text{ kkal/kgmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} (8,10 - 0,72 \times 10^{-3}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 2479,3130 \text{ kkal/kgmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\sum C_p dT_{\text{produk}} &= 3011,7794 + 2479,3130 \\ &= 5491,0924 \text{ kkal/kgmol}\end{aligned}$$

$$\sum C_p dT_{\text{reaktan}} = \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} C_p dT (\text{C}_3\text{H}_6) + \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} C_p dT (\text{O}_2)$$

$$\begin{aligned}\text{C}_3\text{H}_6 &= \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} (0,68 + 56,8 \times 10^{-3}T - 28,6 \times 10^{-6}T^2 + 5,6 \times 10^{-9}T^3) dT\end{aligned}$$

$$= 6102,8385 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\text{O}_2 = \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 2161,7992 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\sum C_p dT_{reaktan} = 6102,8385 + 2161,7992$$

$$= 8264,6377 \text{ kkal/kgmol}$$

maka :

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_R 320^{\circ}\text{C} &= \sum \Delta H^{\circ}_R 25^{\circ}\text{C} + \sum C_p dT_{produk} - \sum C_p dT_{reaktan} \\ &= -460443 + 5491,0294 - 8264,6377 \\ &= -463206,5453 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi ; } Q_{R2} &= \text{kgmol C}_3\text{H}_8 + \Delta H^{\circ}_R 320^{\circ}\text{C} \\ &= 6,0856 \times 463206,5453 \\ &= 2818889,7520 \text{ kkal} \end{aligned}$$



Entalpi reaksi standar pada suhu 25°C ; $\Delta H^{\circ}_R 25^{\circ}\text{C}$:

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_R &= \Delta H^{\circ}_f \text{produk} - \Delta H^{\circ}_f \text{reaktan} \\ &= (3 \Delta^{\circ}_f \text{CO}_2 + 4 \Delta^{\circ}_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_8 + 5 \Delta^{\circ}_f \text{O}_2) \end{aligned}$$

Diketahui data entalpi pembentukan standar ; ΔH°_f (Appendix D sherwood & Praustniz).

$$\Delta H^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_8 = -103,92 \text{ kJ/mol} = -24821 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\Delta H^{\circ}_f \text{CO}_2 = -393,77 \text{ kJ/mol} = -94050 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\Delta H^{\circ}_f \text{H}_2\text{O} = -242,00 \text{ kJ/mol} = -57801 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_R 25^{\circ}\text{C} &= \{ 3 (-94050) + 4 (-57801) \} - \{ (-24821) + 0 \} \\ &= -488533 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

Entalpi reaksi pada suhu 320°C ; $\Delta H^{\circ}_R 320^{\circ}\text{C}$:

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_R 320^{\circ}\text{C} &= \Delta H^{\circ}_R 25^{\circ}\text{C} + \sum C_p dT_{produk} - \sum C_p dT_{reaktan} \\ \sum C_p dT_{produk} &= \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} C_p dT (\text{CO}_2) + \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} C_p dT (\text{H}_2\text{O}) \end{aligned}$$

Total panas reaksi (Q_R) :

$$\begin{aligned} Q_R &= Q_{R1} + Q_{R2} + Q_{R3} \\ &= 3705670,2800 + 2818889,7520 + 293534,2926 \\ &= 6818094,3246 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c. Panas sensibel gas produk keluar reaktor ; Q_2 :

$$\begin{aligned} Q_{O_2} &= \frac{119,1702}{32} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,22 + 2,72 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 8052,3043 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{N_2} &= \frac{8236,6682}{28} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 - 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 610861,3330 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{CO_2} &= \frac{868,0194}{44} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (5,14 + 15,4 \times 10^{-3}T - 9,94 \times 10^{-6}T^2 - 2,24 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 59321,0907 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2O} &= \frac{1167,3596}{18} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (8,10 - 0,72 \times 10^{-3}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 160939,9774 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_4O} &= \frac{2499,6496}{56} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (11,97 + 210,5 \times 10^{-3}T - 10,70 \times 10^{-6}T^2 + 19,05 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 138890,3500 \text{ kJoule} = 331539,6874 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Total panas sensibel gas produk keluar reaktor R - 01 ; Q_2

$$\begin{aligned} Q_2 &= Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{CO_2} + Q_{H_2O} + Q_{C_3H_4O} \\ &= 8052,3043 + 610861,3330 + 59321,0907 + 160939,9774 + 331539,6874 \\ &= 1170714,3928 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= \int_{708 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (5,14 + 15,4 \times 10^{-3}T - 9,94 \times 10^{-6}T^2 - 2,42 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 3011,7794 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \int_{708 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (8,10 - 0,72 \times 10^{-3}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 2479,3130 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum C_p dT_{\text{produk}} &= 3011,7794 + 2481,6530 \\ &= 5491,0924 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\sum C_p dT_{\text{reaktan}} = \int_{708 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p dT (\text{C}_3\text{H}_8) + \int_{708 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p dT (\text{O}_2)$$

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{H}_8 &= \int_{708 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (-0,58 + 69,6 \times 10^{-3}T - 32,9 \times 10^{-6}T^2 + 6,54 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 7220,8739 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= \int_{708 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 2161,7992 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum C_p dT_{\text{reaktan}} &= 7220,8739 + 2161,7992 \\ &= 9382,6731 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{R 320 \text{ } ^\circ\text{C}} &= \sum \Delta H^\circ_{R 25 \text{ } ^\circ\text{C}} + \sum C_p dT_{\text{produk}} - \sum C_p dT_{\text{reaktan}} \\ &= -488533 + 5491,0294 - 9382,6731 \\ &= -492454,5807 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi ; } Q_{R3} &= \text{kgmol C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi} \times \Delta H^\circ_{R 320 \text{ } ^\circ\text{C}} \\ &= 0,5961 \times 492424,5807 \\ &= 293534,2926 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Oleh karena reaksi yang terjadi bersifat *eksotermis* ($\Delta H_R = -$) maka dibutuhkan pendingin untuk menyerap panas reaksi, agar suhu reaktor tetap pada $T = 320^\circ\text{C}$.

d. Panas yang diserap pendingin ; Q_3 :

Neraca panas total :

$$\begin{aligned} Q_1 + Q_R &= Q_2 + Q_3 \\ Q_3 &= (Q_1 + Q_R) - Q_2 \\ &= (1092462,6144 + 6818094,3246) - 1170714,3928 \\ &= 6739842,5462 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sebagai pendingin pada reaktor R - 01 digunakan air dengan

Suhu air masuk R - 01 ; $t_1 = 30^\circ\text{C}$

Suhu air masuk R - 01 ; $t_2 = 50^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

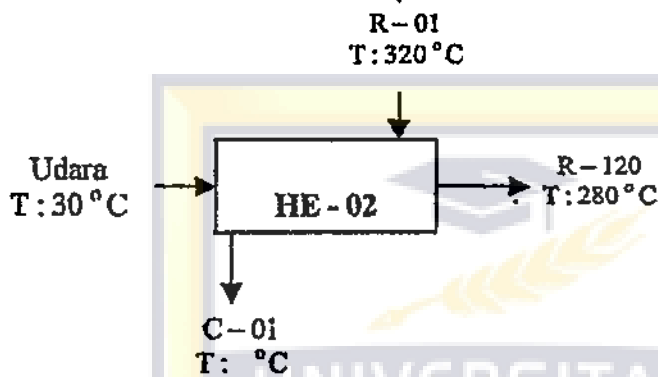
$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_3}{C_p(t_2 - t_1)} \\ &= \frac{6739842,5462}{1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} (50 - 30)^\circ\text{C}} \\ &= 336992,1273 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel B - 4. Neraca Panas Total Reaktor R - 01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q C_3H_6	308996,7591	-
Q C_3H_8	3525,1937	-
Q O_2	169079,3286	8052,3043
Q N_2	610861,3330	610861,3330
Q CO_2	-	59321,0907
Q H_2O	-	160939,9774
Q $\text{C}_3\text{H}_4\text{O}$	-	331539,6874
Q Reaksi	6818094,3246	-
Q Pendingin	-	6739842,5462
Total	9710556,9390	9710556,9390

7. Heat exchanger HE - 02

Fungsi : menurunkan suhu gas produk reaktor R - 01 dan memanaskan udara pengoksidasi sebelum dialirkan ke reaktor R - 02.



- a. Panas udara masuk *heat exchanger* HE - 02 ; Q_1

$$Q_{O_2} = \frac{474,7871}{32} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 518,9255 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{1562,9255}{28} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{593^{\circ}\text{K}} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 - 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 1936,2665 \text{ kkal}$$

Total panas udara masuk *heat exchanger* HE - 02 :

$$Q_1 = Q_{O_2} + Q_{N_2}$$

$$= 518,9255 + 1936,2665$$

$$= 2455,1920 \text{ kkal}$$

- b. Panas sensibel gas produk reaktor R - 01 masuk *heat exchanger* HE - 02 ;

$$Q_2 = \text{Panas sensibel gas produk keluar R - 01}$$

$$Q_2 = 17707714,3928 \text{ kkal}$$

c. Panas udara keluar heat exchanger HE - 02 ; Q_3

$$Q_{O_2} = \frac{474,7871}{32} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 27564,9314 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{1562,8448}{28} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 - 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 99912,7499 \text{ kkal}$$

Total panas udara keluar heat exchanger HE - 02 :

$$Q_3 = Q_{O_2} + Q_{N_2}$$

$$= 27564,9314 + 99912,7499$$

$$= 127477,6813 \text{ kkal}$$

d. Panas sensibel gas produk reaktor R - 01 keluar heat exchanger HE - 02 ; Q_4 :

Neraca panas :

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4$$

$$Q_4 = (Q_1 + Q_2) - Q_3$$

$$= (2455,1920 + 1170714) - 127477,6813$$

$$= 1045691,9035 \text{ kkal}$$

Suhu gas produk reaktor R - 01 keluar HE - 02 dihitung dengan metode *trial and error*. Hasil *trial* terhadap suhu didapat pada $T = 564,8087 \text{ } ^\circ\text{K} = 291,8087 \text{ } ^\circ\text{C}$.

$$Q_{O_2} = \frac{119,1702}{32} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 7253,2191 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{8236,6682}{28} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{593 \text{ } ^\circ\text{K}} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 - 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 551478,8920 \text{ kkal}$$

$$Q_{CO_2} = \frac{868,0149}{44} \int_{708 \text{ } ^\circ K}^{564,8087 \text{ } ^\circ K} (5,14 + 15,4 \times 10^{-3}T - 9,94 \times 10^{-6}T^2 + 2,42 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 50518,5360 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = \frac{1167,3596}{18} \int_{708 \text{ } ^\circ K}^{564,8087 \text{ } ^\circ K} (8,10 - 0,72 \times 10^{-3}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 145102,3281 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_4O} = \frac{2499,6496}{56} \int_{708 \text{ } ^\circ K}^{564,8087 \text{ } ^\circ K} (11,970 + 210,5 \times 10^{-3}T - 10,70 \times 10^{-6}T^2 + 19,05 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 1219777,8130 \text{ kJ} = 291338,9283 \text{ kkal}$$

$$Q_4 = Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{CO_2} + Q_{H_2O} + Q_{C_3H_4O}$$

$$= 7253,2191 + 551478,8920 + 50518,5360 + 145102,3281 + 291338,9283$$

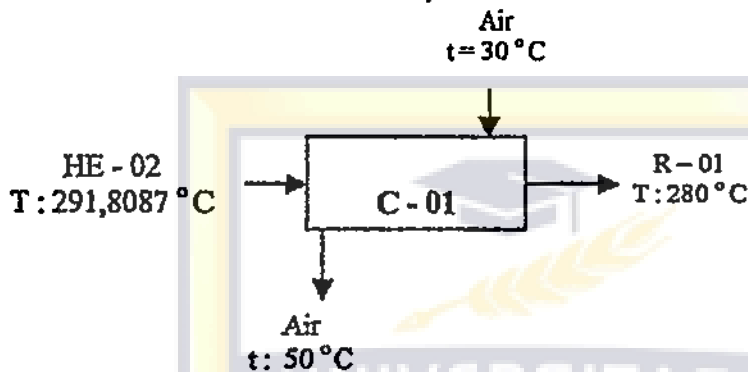
$$= 1045691,9035 \text{ kkal}$$

Tabel B-5. Neraca Panas Total *Heat Exchanger* HE-02

Komponen	Masuk ; kkal		Keluar ; kkal	
	Udara	Produk	Udara	Produk
Q O ₂	518,9255	8052,3043	27564,9314	7253,2191
Q N ₂	1936,2665	610861,3330	99912,7499	551478,8920
Q CO ₂	-	59321,0907	-	50518,5360
Q H ₂ O	-	160939,9774	-	145102,3281
Q C ₃ H ₄ O	-	331539,6874	-	291338,9283
Total	2455,1920	1170714,3928	127477,6813	1045691,9035
	1173169,5848		1173169,5848	

8. Cooler C - 01

Fungsi : Menurunkan suhu gas produk reaktor R - 01 yang keluar dari *heat Exchanger* HE - 02 sebelum masuk reaktor R - 02.



a. Panas sensibel gas produk reaktor R - 01 masuk cooler C - 01 ; Q_1 :

Panas sensibel gas produk reaktor R - 01 keluar dar HE - 02

$$Q_1 = 1045691,9035 \text{ kkal}$$

b. Panas sensibel gas produk reaktor R - 01 keluar cooler C - 01 ; Q_2 :

$$Q_{O_2} = \frac{119,1702}{32} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{553 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 6918,7187 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{8236,6682}{28} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{553 \text{ } ^\circ\text{K}} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 - 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 526570,6294 \text{ kkal}$$

$$Q_{CO_2} = \frac{868,0149}{44} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{553 \text{ } ^\circ\text{K}} (5,14 + 15,4 \times 10^{-3}T - 9,94 \times 10^{-6}T^2 + 2,42 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 50518,5360 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = \frac{1167,3596}{18} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{553 \text{ } ^\circ\text{K}} (8,10 - 0,72 \times 10^{-3}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 138471,5253 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_4O} = \frac{2499,6496}{56} \int_{208^\circ K}^{553^\circ K} (11,970 + 210,5 \times 10^{-3}T - 10,70 \times 10^{-6}T^2 + 19,05 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 1151230,2800 \text{ kJ} = 274966,6264 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel gas keluar cooler C - 01 :

$$Q_2 = Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{CO_2} + Q_{H_2O} + Q_{C_3H_4O}$$

$$= 6918,7187 + 526570,6294 + 50518,5360 + 138471,5253 + 274966,6264$$

$$= 997446,0358 \text{ kkal}$$

c. Panas yang diserap pendingin ; Q_3 :

$$Q_3 = Q_1 - Q_2$$

$$= 1045691,9035 - 997446,0358$$

$$= 48245,8677 \text{ kkal}$$

Sebagai pendingin digunakan air dengan :

Suhu air masuk cooler C - 01 $t_1 = 30^\circ C$

Suhu air keluar cooler C - 01 $t_2 = 50^\circ C$

Jumlah air yang dibutuhkan :

$$m = \frac{Q_3}{C_p(t_1 - t_2)}$$

$$= \frac{48245,8677}{1 \text{ kkal/kg}^\circ C(50 - 30)^\circ C}$$

$$= 2412,2934 \text{ kg}$$

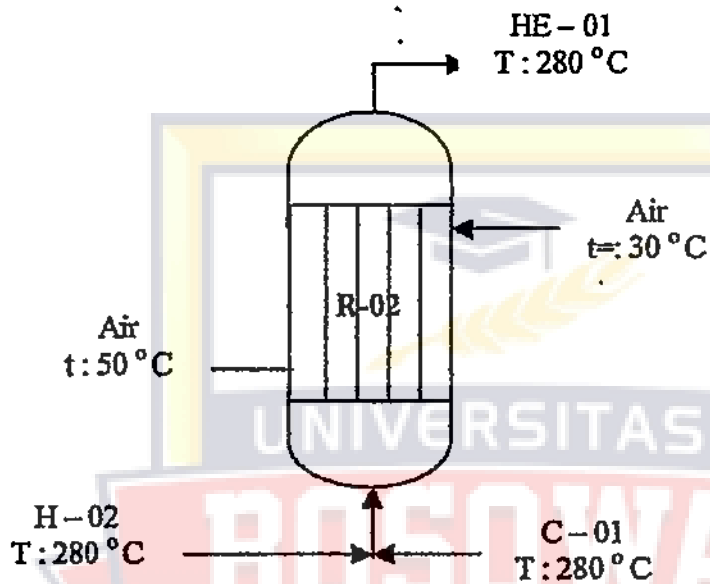
Tabel B - 6. Neraca Panas Cooler C - 01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q O ₂	7253,2191	6918,7187
Q N ₂	551478,8920	526570,6294
Q CO ₂	50518,6360	50518,5360
Q H ₂ O	145102,3281	138471,5253
Q C ₃ H ₄ O	191338,9283	274966,6264
Q Pendingin	-	48245,8677
Total	1045691,9035	1045691,9035



9. Reaktor R-02

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan *acrylic acid* ($C_3H_4O_2$)



R-02 dioperasikan pada kondisi isotermis (suhu konstan) pada $T = 280\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis ($\Delta H_R = -$), sehingga sistem melepaskan panas untuk mempertahankan suhu tetap pada $T = 280\text{ }^{\circ}\text{C}$.

a. Panas sensibel gas masuk reaktor R-02 ; Q_1

1. Panas udara pengoksidasi ; $Q_a =$ panas udara pengoksidasi keluar dari *heat exchanger* HE-02

$$Q_a = 127477,6813 \text{ kkal}$$

2. Panas gas produk reaktor R-02 ; $Q_b =$ panas gas produk reaktor R-02 keluar dari cooler C-01

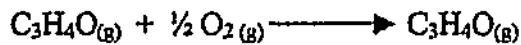
$$Q_b = 997446,0358 \text{ kkal}$$

Maka total panas sensibel gas masuk reaktor R-120 :

$$\begin{aligned} Q_1 &= Q_a + Q_b \\ &= 127477,6813 + 997446,0358 \\ &= 1124923,7171 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b. Panas reaksi ; Q_R

Reaksi pada reaktor :



Entalpi reaksi standar pada suhu $25^\circ C$; $\Delta H^\circ_R 25^\circ C$:

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_R 25^\circ C &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= \Delta H^\circ_f C_3H_4O_2 - (\Delta H^\circ_f C_2H_4O + \frac{1}{2} \Delta H^\circ_f O_2) \end{aligned}$$

Diketahui data entalpi pembentukan standar ; ΔH°_f :

(Appendix D. Sherwood & Praustniz)

$$\Delta H^\circ_f C_3H_4O \quad : -70,92 \text{ kJ/mol} = -16939 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\Delta H^\circ_f C_3H_4O_2 \quad : -336,45 \text{ kJ/mol} = -80360 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_R 25^\circ C &= -80360 - (-16939 + 0) \\ &= -63421 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

Entalpi reaksi pada suhu $280^\circ C$; $\Delta H^\circ_R 280^\circ C$:

$$\Delta H^\circ_R 280^\circ C = \Delta H^\circ_R 25^\circ C + \sum C_p dT_{\text{produk}} - \sum C_p dT_{\text{reaktan}}$$

$$\sum C_p dT_{\text{produk}} = \int_{298^\circ K}^{553^\circ K} C_p dT(C_3H_4O_2)$$

$$\begin{aligned} C_3H_4O_2 &= \int_{298^\circ K}^{553^\circ K} (1,742 + 319 \times 10^{-3}T - 235,2 \times 10^{-6}T^2 + 69,75 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 25366,0681 \text{ kJ/mol} = 6062,6358 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\sum C_p dT_{\text{reaktan}} = \int_{298^\circ K}^{553^\circ K} C_p dT(C_3H_4O) + \int_{298^\circ K}^{553^\circ K} C_p dT(O_2)$$

$$\begin{aligned} C_3H_4O &= \int_{298^\circ K}^{553^\circ K} (11,970 + 210,5 \times 10^{-3}T - 10,70 \times 10^{-6}T^2 + 19,05 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 25791,1727 \text{ kJ/mol} = 6160,1158 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$O_2 = \int_{298^\circ K}^{553^\circ K} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 1857,8386 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\sum C_p dT_{reaktan} = 6160,1158 + 1857,8386$$

$$= 8017,9544 \text{ kkal/kgmol}$$

maka :

$$\Delta H^{\circ}_R 280^{\circ} \text{C} = -63421 + 6058,5813 - 8017,0544$$

$$= -65380,3731 \text{ kkal/kgmol}$$

$$\text{Panas reaksi } Q_R = \text{kgmol } C_3H_4O \text{ bereaksi} + \Delta H^{\circ}_R 280^{\circ} \text{C}$$

$$= 35,7087 \times 65380,3731$$

$$= 2334648,1290 \text{ kkal}$$

c. Panas sensibel gas produk keluar reaktor ; Q_2 :

$$Q_{O_2} = \frac{22,6079}{32} \int_{202^{\circ}K}^{553^{\circ}K} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 1312,5572 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{9799,5130}{28} \int_{202^{\circ}K}^{553^{\circ}K} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 - 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 626483,3793 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = \frac{1167,3596}{18} \int_{202^{\circ}K}^{553^{\circ}K} (8,10 - 0,72 \times 10^{-3}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 138471,5253 \text{ kkal}$$

$$Q_{CO_2} = \frac{868,0149}{44} \int_{202^{\circ}K}^{553^{\circ}K} (5,14 + 15,4 \times 10^{-3}T - 9,94 \times 10^{-6}T^2 + 2,42 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 50518,5360 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_4O} = \frac{499,9299}{56} \int_{202^{\circ}K}^{553^{\circ}K} (11,970 + 210,5 \times 10^{-3}T - 10,70 \times 10^{-6}T^2 + 19,05 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 54993,3231 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_4O_2} = \frac{2571,0691}{72} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{553 \text{ } ^\circ\text{K}} (1,742 + 319 \times 10^{-3}T - 235,2 \times 10^{-6}T^2 + 69,75 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 216347,6565 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel gas produk keluar reaktor :

$$Q_{2 \text{ i}} = Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{H_2O} + Q_{CO_2} + Q_{C_3H_4O} + Q_{C_3H_4O_2}$$

$$= 1312,5572 + 626483,3793 + 138471,5253 + 50518,5360 + 54993,3231 + 216347,6565$$

$$= 1088126,9774 \text{ kkal}$$

Oleh karena reaksi yang terjadi bersifat *eksotermis* ($\Delta H_R = -$), maka dibutuhkan pendingin untuk menyerap panas reaksi, agar suhu reaktor tetap pada $T = 280 \text{ } ^\circ\text{C}$

d. Panas yang diserap pendingin ; Q_3 :

Neraca panas total :

$$Q_1 + Q_R = Q_2 + Q_3$$

$$Q_3 = (Q_1 + Q_R) - Q_2$$

$$= (1124923,7171 + 2334648,1290) - 1088126,9774$$

$$= 2371444,8687 \text{ kkal}$$

Sebagai pendingin pada reaktor R - 02 digunakan air dengan

Suhu air masuk R - 02 ; $t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$

Suhu air masuk R - 02 ; $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

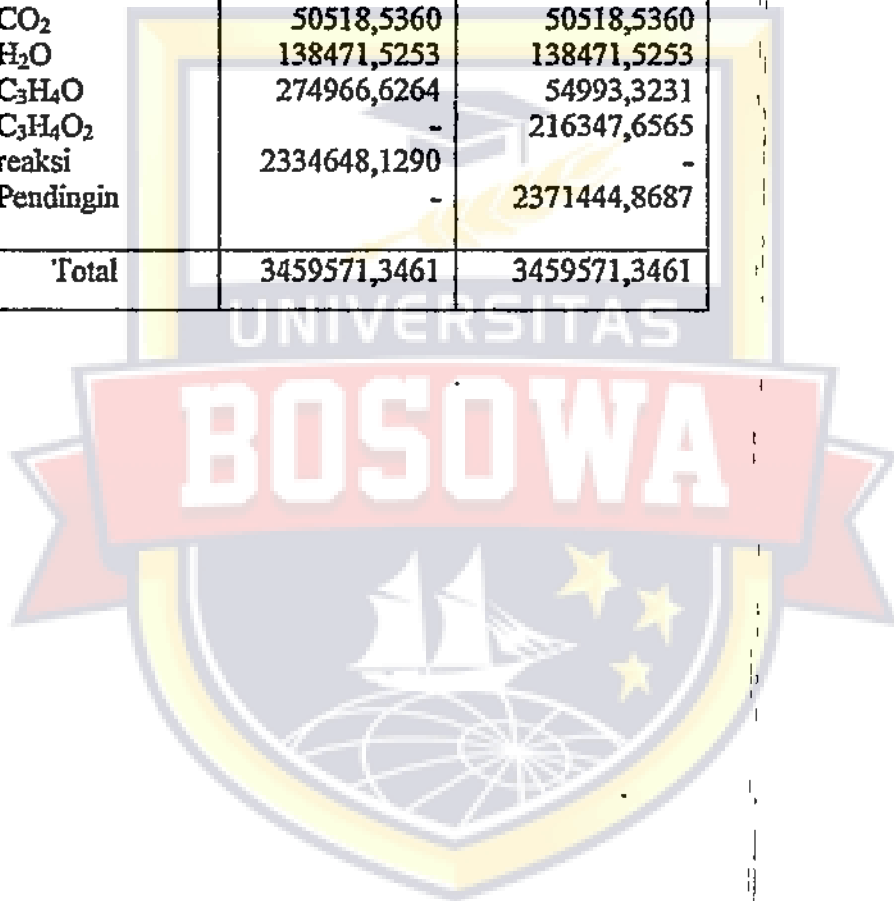
$$m = \frac{Q_3}{C_p(t_1 - t_2)}$$

$$= \frac{2371444,8687 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (50 - 30) \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$= 118572,2434 \text{ kg}$$

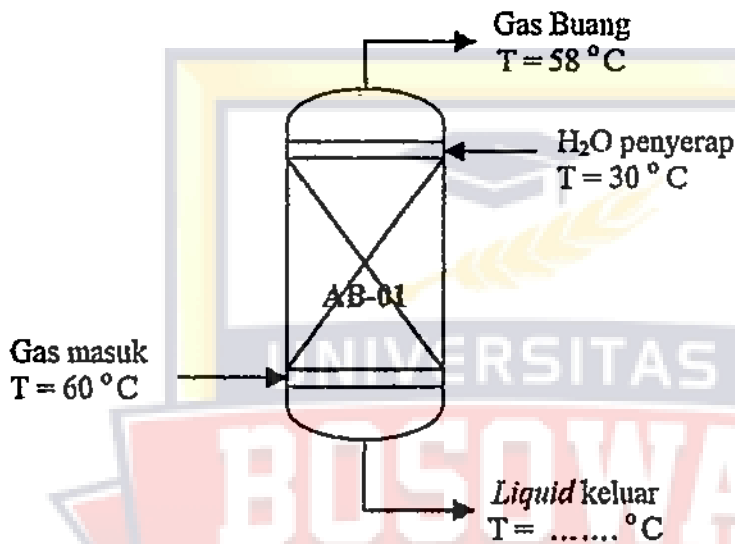
Tabel B – 7. Neraca Panas Total Reaktor R-- 02

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q O ₂	34483,6501	1312,55720
Q N ₂	626483,3793	626483,3793
Q CO ₂	50518,5360	50518,5360
Q H ₂ O	138471,5253	138471,5253
Q C ₃ H ₄ O	274966,6264	54993,3231
Q C ₃ H ₄ O ₂	-	216347,6565
Q reaksi	2334648,1290	-
Q Pendingin	-	2371444,8687
Total	3459571,3461	3459571,3461



10. Absorber AB - 01

Fungsi : Menyerap gas C_3H_4O dan $C_3H_4O_2$ yang terdapat dalam campuran gas dengan menggunakan H_2O .



a. Panas sensibel gas masuk absorber ; Q_1 :

$$Q_{O_2} = \frac{22,6079}{32} \int_{298^\circ K}^{333^\circ K} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 + 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 173,8634 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{9799,5130}{28} \int_{298^\circ K}^{333^\circ K} (7,07 - 1,32 \times 10^{-3}T + 3,31 \times 10^{-6}T^2 - 1,26 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 85055,6588 \text{ kkal}$$

$$Q_{CO_2} = \frac{868,0149}{44} \int_{298^\circ K}^{333^\circ K} (5,14 + 15,4 \times 10^{-3}T - 9,94 \times 10^{-6}T^2 + 2,42 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 6272,5344 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = \frac{1167,3596}{18} \int_{298^\circ K}^{333^\circ K} (8,10 - 0,72 \times 10^{-3}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 18608,3602 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}} = \frac{499,9299}{56} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{333 \text{ } ^\circ\text{K}} (11,970 + 210,5 \times 10^{-3}T - 10,70 \times 10^{-6}T^2 - 19,05 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 24345,5494 \text{ kJoule} = 5814,8371 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2} = \frac{2571,0691}{72} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{333 \text{ } ^\circ\text{K}} (1,742 + 319 \times 10^{-3}T - 235,2 \times 10^{-6}T^2 + 69,75 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 101420,6422 \text{ kJoule} = 24223,9147 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel gas masuk *absorber* :

$$\begin{aligned} Q_1 &= Q_{\text{O}_2} + Q_{\text{N}_2} + Q_{\text{CO}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}} + Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2} \\ &= 73,8634 + 85055,6588 + 6272,5344 + 18608,3602 + 5814,8371 + 24223,9147 \\ &= 140149,1696 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b. Panas sensibel *liquid* penyerap masuk *absorber* ; Q_2 :

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 12327,1094 \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{303 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 61666,2349 \text{ kkal}$$

c. Panas sensibel gas keluar top *absorber* ; Q_3 :

$$Q_{\text{O}_2} = \frac{22,6079}{32} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{331 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 163,8723 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{N}_2} = \frac{9799,5130}{28} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{331 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,22 + 2,71 \times 10^{-3}T - 0,37 \times 10^{-6}T^2 - 0,22 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 80190,5553 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = \frac{868,0149}{44} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{331 \text{ } ^\circ\text{K}} (5,14 + 15,4 \times 10^{-3}T - 9,94 \times 10^{-6}T^2 + 2,42 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 5907,7421 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{939,4086}{18} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{331 \text{ } ^\circ\text{K}} (8,10 - 0,72 \times 10^{-3}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 14116,8451 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}} = \frac{0,4992}{56} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{331 \text{ } ^\circ\text{K}} (11,970 + 210,5 \times 10^{-3}T - 10,70 \times 10^{-6}T^2 - 19,05 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 22,8592 \text{ kJoule} = 5,4598 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2} = \frac{2,5715}{72} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{331 \text{ } ^\circ\text{K}} (1,742 + 319 \times 10^{-3}T - 235,2 \times 10^{-6}T^2 + 69,75 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 95,4176 \text{ kJoule} = 22,7901 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel gas keluar *top absorber* :

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_{\text{O}_2} + Q_{\text{N}_2} + Q_{\text{CO}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}} + Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2} \\ &= 163,8723 + 80190,5553 + 5907,7421 + 14116,8451 + 5,4598 + 22,7901 \\ &= 100407,2647 \text{ kkal} \end{aligned}$$

d. Panas kondensasi gas H_2O pada $T = 60^\circ\text{C}$ selama proses penyerapan ; Q_4

$$Q_4 = m \cdot \Delta H_v$$

Dimana : m = kgmol gas H_2O yang terkondensasi

$$= 12,6639 \text{ kgmol}$$

ΔH_v = entalpi kondensasi gas H_2O pada suhu 60°C ; kkal/kgmol

ΔH_v gas H_2O dihitung dengan menggunakan persamaan Antonie (pers. 5.30 hal. 206 *stoichiometry*)

$$\Delta H_v = \frac{4,571 \text{ BT}^2}{(C + t)} ; \text{ kkal/kgmol}$$

Dimana $B = C$ = konstanta Antonie pada tabel 5.5 hal.209 *stoichiometry*

T = suhu kondensasi ; °C

t = suhu kondensasi ; °K

maka :

$$\Delta H_v = \frac{4,571 \times 1695,2 \times 333^2}{(230,4 + 60)^2}$$

$$= -10188,9025 \text{ kkal/kgmol}$$

$$Q_4 = 12,6639 \text{ kgmol} \times 10188,9025 \text{ kkal/kgmol}$$

$$= 129031,2424 \text{ kkal}$$

e. Panas penyerapan gas ; Q_5 :

$$Q_5 = m \times \Delta H_{ab}$$

Dimana : m = kgmol komponen yang terabsorpsi

ΔH_{ab} = entalpi penyerapan gas ; kkal/kgmol

$$Q_{C_3H_4O} = \frac{499,4307 \text{ kg}}{52 \text{ kg/kgmol}} \times (-7470 \text{ kkal/kgmol})$$

$$= -71745,1409 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_4O_2} = \frac{2568,4976 \text{ kg}}{72 \text{ kg/kgmol}} \times (-700 \text{ kkal/kgmol})$$

$$= -24971,5045 \text{ kkal}$$

Total panas penyerapan gas :

$$Q_5 = Q_{C_3H_4O} + Q_{C_3H_4O_2}$$

$$= 71745,1409 + 24971,5059$$

$$= 96716,6454 \text{ kkal}$$

f. Panas sensibel liquid keluar bottom absorber AB - 01 ; Q_6 :

Heat balance overall absorber :

$$Q_1 + Q_2 + Q_4 + Q_5 = Q_3 + Q_6$$

$$Q_6 = (Q_1 + Q_2 + Q_4 + Q_5) - Q_3$$

$$= (140149,1686 + 61666,2349 + 129031,2424 + 96715,6454) - 100407,2647$$

$$= 327156,0266 \text{ kkal}$$

Suhu *liquid* keluar *bottom absorber* dihitung dengan metode *trial and error*.

Hasil perhitungan *trial* terhadap suhu didapat pada $T = 320,9848 \text{ } ^\circ\text{K} = 47,9848 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}} &= 449,4307 \text{ kg} \times 0,5704 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{K} \times (320,9848 - 298) \text{ } ^\circ\text{K} \\ &= 6547,8114 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2} &= 2568,4976 \text{ kg} \times 0,5350 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{K} \times (320,9848 - 298) \text{ } ^\circ\text{K} \\ &= 31583,5254 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= 12555,0604 \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{320,9848 \text{ } ^\circ\text{K}} (0,674 + 2,825 \times 10^{-3}T - 8,37 \times 10^{-6}T^2 + 8,60 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 289024,6898 \text{ kkal} \end{aligned}$$

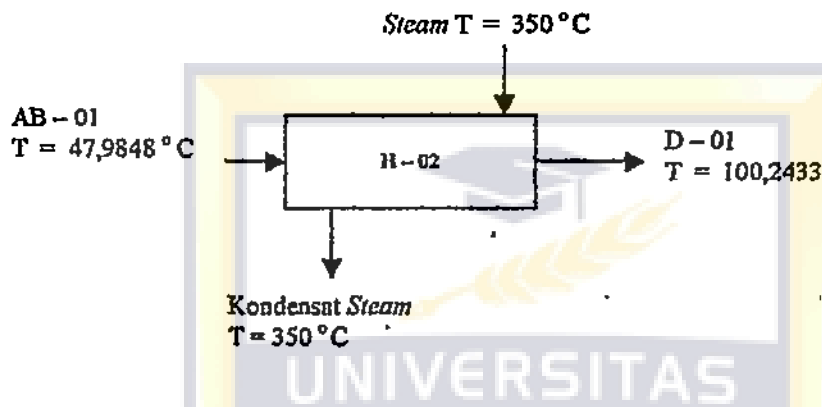
$$\begin{aligned} \text{maka : } Q_6 &= Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}} + Q_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 6547,8114 + 31583,5254 + 289024,6898 \\ &= 327156,0266 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Tabel B - 8. Neraca Panas Total *Absorber* AB - 01

Komponen	Masuk ; kkal		Keluar ; kkal	
	Gas	Liquid	Gas	Liquid
Q O ₂	173,8633	-	163,8723	-
Q N ₂	85055,6588	-	80190,5553	-
Q CO ₂	6272,5344	-	5907,7420	-
Q H ₂ O	18608,3602	61666,2349	14116,8451	289024,6898
Q C ₃ H ₄ O	5814,8371	-	5,4598	6547,8114
Q C ₃ H ₄ O ₂	24223,9147	-	22,7901	31583,5254
Q absorpsi	96716,6454	-	-	-
Q Kondensasi	129031,2424	-	-	-
i Total	365897,0563	61666,2349	100407,2646	327156,0266
	427563,2912		427563,2912	

11. Heater H - 02

Fungsi ; Menaikkan suhu *liquid* keluar dari *bottom* absorber AB - 01 sebelum dialirkan ke distilasi D - 01.



- a. Panas sensibel *liquid* masuk *heater* H - 02 ; Q_1 = panas sensibel *liquid* keluar *bottom* absorber D - 01.

$$Q_1 = 327156,0266 \text{ kkal}$$

- b. Panas sensibel *liquid* keluar *heater* H - 02 ; Q_2 = panas sensibel *liquid* umpan masuk distilasi D - 01.

$$Q_2 = 1076554,51116 \text{ kkal}$$

- c. Panas yang dibutuhkan ; Q_3

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_2 - Q_1 \\ &= 1076554,5116 - 327156,0266 \\ &= 749398,4850 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan *saturated steam* pada suhu 350°C dan tekanan 16353 kPa . Dari tabel *saturated steam* (Smith-Van Ness edisi 4 hal. 579).

Didapat entalpi penguapan *steam* ; $\Delta H_v = 214,1255 \text{ kkal/kg}$.

Jumlah *steam* pemanas yang dibutuhkan :

$$m = \frac{Q_3}{\Delta H_v}$$

$$= \frac{749398,4850}{214,1255 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 3499,8096$$

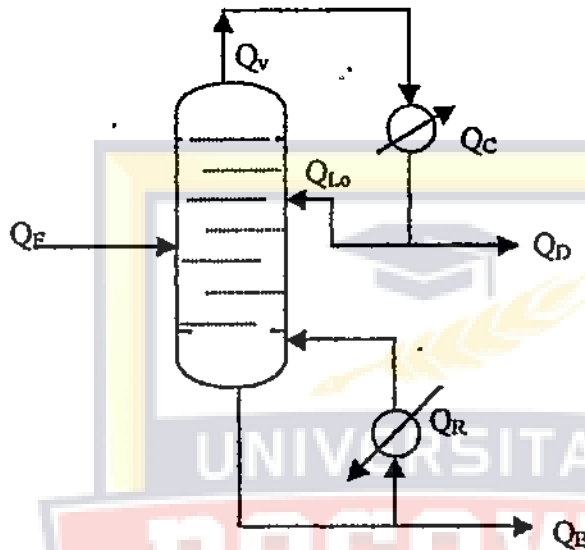
Tabel B - 9. Neraca Total Heater H -- 02

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q C ₃ H ₄ O	6547,8114	22753,9719
Q H ₂ O	289024,6898	949033,0819
Q C ₃ H ₄ O ₂	31583,5254	104767,4578
Q pemanas	749398,4850	-
Total	1076554,5116	1076554,5116



12. Distilasi D – 01

Fungsi : memisahkan produk *acrylic* dari campurannya.



I. Menentukan kondisi operasi *distilasi*

Dalam menentukan kondisi operasi pada proses *distilasi* ini, dilakukan coba ralat (*trial and error*) terhadap suhu (T) dan tekanan (P) operasi.

Hasil *trial* suhu dan tekanan operasi dianggap benar, jika jumlah komposisi cairan dan uapnya sama dengan satu.

a. kondisi umpan menara *distilasi* D – 01

Sesuai hasil perhitungan neraca massa pada *distilasi* diketahui umpan masuk kolom *distilasi* pada kondisi titik didihnya (*bubble point*) yaitu $T = 373,2433^{\circ}\text{K} = 100,2433^{\circ}\text{C}$.

b. Kondisi puncak menara *distilasi* D – 01

Uap keluar puncak menara pada kondisi uap jenuh (*dew point*) dan liquid keluar kondensor pada kondisi liquid jenuh (*bubble point*).

Tekanan operasi pada puncak kolom $P_1 = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

1. *Trial dew point distilat* pada $T = 372,8915 \text{ }^\circ\text{K} = 99,8915 \text{ }^\circ\text{C}$.

Komponen	Kg	Kgmol	Fraksi mol
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}$	499,4307	8,9184	0,012626
H_2O	12553,8037	697,4335	0,987378
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	0,3099	0,0043	0,000006
Total		706,3562	1,000000

Komponen	y ; fraksi mol	P_i ; mmHg	$K_i = P_i/P_1$	x = y/K
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}$	0,012626	2843,2253	3,74108	0,003374
H_2O	0,987368	752,9592	0,99074	0,996601
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	0,000006	185,5710	0,24417	0,000025
Total	1,000000			1,000000

Trial dew point memenuhi karena diperoleh $\sum x = y/K = 1,000000$.

2. *Trial bubble point distilat* didapat pada $T = 372,1792 \text{ }^\circ\text{K} = 99,1792 \text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	x ; fraksi mol	P_i ; mmHg	$K_i = P_i/P_1$	y = x . K
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}$	0,012626	2794,3980	3,67684	0,046424
H_2O	0,987368	733,9899	0,96578	0,953576
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	0,000006	180,5092	0,23751	0,000001
Total	1,000000			1,000000

Trial bubble point memenuhi karena diperoleh $\sum y = x \cdot K = 1,000000$

- c. Kondisi dasar menara *distilasi D - 01*

Liquid keluar bottom menara pada kondisi liquid jenuh (*bubble point*)

Tekanan operasi pada bottom $P_1 = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

Komponen	Kg	Kgmol	Fraksi mol
H_2O	1,2567	0,0698	0,00195
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	2568,1877	35,6692	0,99805
Total	2569,4444	35,7390	1,00000

Trial bubble point distilasi D - 01 didapat pada $T = 414,2854 \text{ }^\circ\text{K} = 141,2854 \text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	x ; fraksi mol	P _i ; mmHg	K _i = P _i /P ₁	y = x . K
H ₂ O	0,00915	2799,55757	3,68363	0,00718
C ₃ H ₄ O ₂	0,99805	756,01580	0,99476	0,99282
Total	1,00000	.		1,00000

2. Penentuan *refluks* menara distilasi D - 01.

Perhitungan *refluks* (komponen yang dikembalikan dalam menara) dilakukan dengan menggunakan persamaan Underwood.

$$R_m + 1 = \sum \left[\frac{\alpha_i x_i}{\alpha_i - \theta} \right]_D \text{ dan } \alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}} \dots \dots \dots (1)$$

Dimana : R_m : *Refluks* menara

α_i : derajat *volatilitas* komponen i pada *distilasi* yang didasarkan pada komponen kunci berat (*heavy key*).

θ : Konstanta Underwood

x_i : fraksi komponen I pada *distilasi*

θ dihitung dengan persamaan :

$$1 - q = \sum \left[\frac{\alpha_i x_i}{\alpha_i - \theta} \right]_F \dots \dots \dots (2)$$

Dimana : x_i : fraksi mol komponen i pada umpan

α_i : derajat *volatilitas* komponen i pada umpan yang didasarkan pada komponen kunci berat.

q : jumlah mol cairan jenuh yang terbentuk pada pelat dengan

q = 1 untuk umpan masuk menara pada kondisi *bubble point*.

Dari pers. (2) :

$$\sum \left[\frac{\alpha_i x_i}{\alpha_i - \theta} \right]_F = 1 - q = 1 - 1 = 0 \dots \dots \dots (3)$$

Nilai α_i dan x_i umpan dapat dilihat pada lampiran – A perhitungan neraca massa distilasi.

Nilai θ dari pers. (3) di atas dicari dengan metode *trial and error*. *Trial*

dinyatakan memenuhi jika $\sum \left(\frac{\alpha_i x_i}{\alpha_i - \theta} \right) = 0$

Trial $\theta = 1,032639986$

Komponen	x_F ; fraksi mol	α_i	$(\alpha_i x_i) / (\alpha_i - \theta)$
C_3H_4O	0,0120	9,6700	0,01443554
H_2O	0,9399	2,5650	1,56595959
$C_3H_4O_2$	0,0481	1,0000	-1,58039513
Total	1,0000		0,00000000

Trial θ memenuhi karena $\sum \left(\frac{\alpha_i x_i}{\alpha_i - \theta} \right)_F$

Selanjutnya nilai θ yang diperoleh disubstitusi ke pers. (1) :

$$R_m + 1 = \left(\frac{\alpha_{H_2O} \cdot x_{H_2O}}{\alpha_{H_2O} - \theta} \right) + \left(\frac{\alpha_{C_3H_4O} \cdot x_{C_3H_4O}}{\alpha_{C_3H_4O} - \theta} \right) + \left(\frac{\alpha_{C_3H_4O_2} \cdot x_{C_3H_4O_2}}{\alpha_{C_3H_4O_2} - \theta} \right)$$

$$\text{Dimana : } \alpha_{H_2O} = \frac{K_{H_2O}}{K_{C_3H_4O_2}} = \frac{0,96578}{0,23751} = 4,06627$$

$$\alpha_{C_3H_4O} = \frac{K_{C_3H_4O}}{K_{C_3H_4O_2}} = \frac{3,67684}{0,23751} = 15,48078$$

$$\alpha_{C_3H_4O_2} = \frac{K_{C_3H_4O_2}}{K_{C_3H_4O_2}} = \frac{0,23751}{0,23751} = 1$$

maka :

$$R_m + 1 = \left(\frac{4,06627 \times 0,987368}{4,06627 - 1,03263993} \right) + \left(\frac{15,48078 \times 0,012626}{15,48078 - 1,03263993} \right) + \left(\frac{1 \times 0,000006}{1 - 1,03263993} \right)$$

$$= 1,3368$$

$$R_m = 1,3368 - 1$$

$$= 0,3368$$

Untuk *condensor* dengan media pendingin air mulai ekonomis rasio *refluks*

actual 1,2 – 1,5 R_m .

$$\text{Diambil } R_m \text{ actual} = 1,3 R_m$$

$$= 1,3 \times 0,33681 = 0,4378$$

Neraca massa disekitar puncak :

$$V = L_o + D$$

$$R = L_o/D = 0,4378$$

$$L_o = 0,4378 \times D$$

Sehingga komposisi aliran *refluks* menara (L_o) :

$$C_3H_4O = 0,4378 \times 8,9184 = 3,9049 \text{ kgmol} = 218,6771 \text{ kg}$$

$$H_2O = 0,4378 \times 697,4335 \times 305,3733 \text{ kgmol} = 5496,7203 \text{ kg}$$

$$C_3H_4O_2 = 0,4378 \times 0,0043 = 0,001 \text{ kgmol} = 0,1356 \text{ kg}$$

Maka total uap masing-masing komponen keluar puncak kolom (V) :

$$V = L_o + D$$

$$C_3H_4O = 218,6771 + 499,4307 = 718,1078 \text{ kg}$$

$$H_2O = 5496,7203 + 12553,8037 = 18050,5240 \text{ kg}$$

$$C_3H_4O_2 = 0,1356 + 0,3099 = 0,4455 \text{ kg}$$

3. Perhitungan neraca panas *distilasi D* - 01

Perhitungan kapasitas panas pada fase *liquid* untuk komponen C_3H_4O dan $C_3H_4O_2$ dihitung dengan menggunakan pers. Sterling dan Brown sebagai berikut:

$$\frac{C_{p,L} - C_p^\circ}{R} = (0,5 + 2,210) [3,67 + 11,64(1 - T_r)^4 + 0,634(1 - T_r)^2] \dots\dots(4)$$

(pers. 3-80 Perrys edisi 6 hal.3-278)

dimana : C_p° = kapasitas panas pada fase gas komponen i pada suhu yang dicari ; kkal/kgmol °K

$C_{p,L}$ = kapasitas panas fase liquid pada suhu terhitung ; kkal/kgmol °K

R = konstanta gas ideal ; 1,98717 kkal/kgmol °K

ω = faktor asentrik

T_r = suhu *reduce*

T_r dihitung dengan pers.

$$T_r = \frac{T}{T_c} \dots\dots\dots(5)$$

Dimana : T = suhu terhitung ; °K

T_c = suhu kritis komponen ; °K

ω dihitung dengan pers. 3-15 Perrys edisi 6 hal. 3-267 :

$$\omega = -\log Pr^\circ - 1,000 \dots\dots\dots(6)$$

dimana Pr° = tekanan uap *reduce*

$$Pr^\circ = \frac{P^\circ}{P_c}$$

Dimana P^* = tekanan uap komponen pada suhu terhitung ; mmHg

P_c = tekanan kritis komponen ; mmHg

Data-data yang diketahui : (*Appendix D Sherwood & Praustniz*)

Komponen	T_c ; ° K	P_c ; bar	ω
C_3H_4O	506	51,7	0,305
$C_3H_4O_2$	613	56,7	0,544

Faktor konversi bar ke atm dikali 0,9869

a. Panas sensibel *liquid* umpan masuk distilasi pada *bubble point* ; Q_F

$$Q_{C_3H_4O} = 499,4307 \text{ kg} \times 0,6055 \text{ kkal/kg}^\circ \text{K} \times (373,2433 - 298)^\circ \text{K}$$

$$= 22753,9719 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_4O_2} = 2568,4976 \text{ kg} \times 0,5421 \text{ kkal/kg}^\circ \text{K} \times (373,2433 - 298)^\circ \text{K}$$

$$= 104767,4578 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 12555,0604 \int_{298^\circ \text{K}}^{372,1792^\circ \text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-2}T - 8,371 \times 10^{-6}T^2 + 8,601 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 949033,0819 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel *liquid* umpan distilasi :

$$Q_F = Q_{C_3H_4O} + Q_{C_3H_4O_2} + Q_{H_2O}$$

$$= 22753,9719 + 104767,4578 + 949033,0819$$

$$= 1076554,5116 \text{ kkal}$$

b. Panas sensibel *liquid* distilat keluar distilasi pada *bubble point* ; Q_D :

$$Q_{C_3H_4O} = 499,4307 \text{ kg} \times 0,6051 \text{ kkal/kg}^\circ \text{K} \times (373,2433 - 298)^\circ \text{K}$$

$$= 22417,3635 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_4O_2} = 0,3099 \text{ kg} \times 0,5419 \text{ kkal/kg}^\circ \text{K} \times (373,2433 - 298)^\circ \text{K}$$

$$= 12,4573 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 12553,8037 \int_{298^\circ \text{K}}^{372,1792^\circ \text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-2}T - 8,371 \times 10^{-6}T^2 + 8,601 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 935452,9855 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} Q_P &= Q_{C_3H_4O} + Q_{C_3H_4O_2} + Q_{H_2O} \\ &= 22417,3635 + 12,4573 + 935452,9855 \\ &= 957882,8063 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c. Panas sensibel *liquid bottom* keluar distilasi pad *bubble point*; Q_B :

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_4O_2} &= 2568,1877 \text{ kg} \times 0,5630 \text{ kkal/kg}^\circ\text{K} \times (414,2854 - 298)^\circ\text{K} \\ &= 168096,8202 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2O} &= 1,2567 \int_{298^\circ\text{K}}^{414,2854^\circ\text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-2}T - 8,371 \times 10^{-6}T^2 + 8,601 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 147,2895 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Total panas sensibel *liquid bottom* :

$$\begin{aligned} Q_B &= Q_{C_3H_4O_2} + Q_{H_2O} \\ &= 168096,8202 + 147,2895 \\ &= 168244,1097 \text{ kkal} \end{aligned}$$

d. Panas yang dilepaskan pada kondensor distilasi D - 01 :

Neraca panas disekitar puncak menara :

1. Panas sensibel uap keluar puncak menara pada *dew point*; Q_V :

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_4O} &= \frac{718,1078}{56} \int_{298^\circ\text{K}}^{372,8915^\circ\text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-3}T - 8,371 \times 10^{-6}T^2 + 8,601 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 78845,8966 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_4O_2} &= \frac{0,4455}{72} \int_{298^\circ\text{K}}^{372,8915^\circ\text{K}} (1,742 + 319 \times 10^{-3}T - 235,2 \times 10^{-6}T^2 + 69,75 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 39,3137 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2O} &= \frac{18050,5240}{18} \int_{298^\circ\text{K}}^{372,8915^\circ\text{K}} (8,10 - 0,72 \times 10^{-2}T + 3,63 \times 10^{-6}T^2 - 1,16 \times 10^{-9}T^3) dT \\ &= 617659,5154 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Total panas sensibel *liquid bottom* :

$$\begin{aligned}
 Q_v &= Q_{C_3H_4O} + Q_{C_3H_4O_2} + Q_{H_2O} \\
 &= 78845,8966 + 39,3137 + 617659,5154 \\
 &= 696544,7257 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

2. Panas laten kondensasi pada *bubble point* ; Q_L

$$Q_L = m \cdot \Delta H_V$$

Dimana : m = kgmol komponen i yang terkondensasi

ΔH_V = entalpi kondensasi komponen i pada suhu $372,1792^\circ\text{K}$

ΔH_V komponen dihitung dengan menggunakan pers. Watson (pers. 4 - 8, Smith - Van Ness hal. 116).

$$\frac{\Delta H_2}{\Delta H_1} = \left(\frac{1 - Tr}{1 - Tr_1} \right)^{0,38}$$

dimana : ΔH_1 = panas laten kondensasi pada suhu yang diketahui ; Btu/lb

ΔH_2 = panas laten kondensasi pada suhu terhitung ; Btu/lb

Tr_1 = suhu *reduce* pada suhu yang diketahui

Tr_2 = suhu *reduce* suhu yang terhitung

Data-data yang diketahui : (Sherwood & Praustniz ; appendix D)

Komponen	T_1 ; $^\circ\text{F}$	ΔH_1 ; Btu/lb	T_c ; $^\circ\text{F}$
C_3H_4O	125,60	234,5555	451,40
$C_3H_4O_2$	285,44	275,2434	664,00
H_2O	212,00	972,5524	705,74

Maka entalpi kondensasi komponen pada suhu $99,1792^\circ\text{C} = 210,5226^\circ\text{F}$ adalah :

a. $Q_{C_3H_4O}$

$$Tr_1 = \frac{T_1}{T_c} = \frac{125,60 + 460}{451,40 + 460} = 0,6425$$

$$Tr_1 = \frac{T_2}{T_c} = \frac{210,5226 + 460}{451,40 + 460} = 0,7357$$

$$\Delta H_2 = \Delta H_1 \left(\frac{1 - Tr}{1 - Tr_i} \right)^{0,38}$$

$$= 234,5555 \left(\frac{1 - 0,7357}{1 - 0,6425} \right)^{0,38}$$

$$= 209,1210 \text{ btu/lb} = 116,0760 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_4O} &= 718,1078 \text{ kg} \times 116,0760 \text{ kkal/kg} \\ &= 83355,0310 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b. $Q_{C_3H_4O_2}$

$$Tr_1 = \frac{285,44 + 460}{644,00 + 460} = 0,6425$$

$$Tr_2 = \frac{210,5226 + 460}{644,40 + 460} = 0,6074$$

$$\Delta H_2 = \Delta H_1 \left(\frac{1 - Tr}{1 - Tr_i} \right)^{0,38}$$

$$= 275,2434 \left(\frac{1 - 0,6074}{1 - 0,6752} \right)^{0,38}$$

$$= 295,8039 \text{ btu/lb} = 164,1907 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_4O_2} &= 0,4455 \text{ kg} \times 164,1907 \text{ kkal/kg} \\ &= 73,1470 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c. Q_{H_2O}

$$Tr_1 = \frac{212 + 460}{705,74 + 460} = 0,5765$$

$$Tr_2 = \frac{210,5226 + 460}{705,74 + 460} = 0,5752$$

$$\Delta H_2 = \Delta H_1 \left[\frac{1 - T_r}{1 - T_{r_i}} \right]^{0,38}$$

$$= 972,5524 \left[\frac{1 - 0,5752}{1 - 0,5765} \right]^{0,38}$$

$$= 973,6858 \text{ btu/lb} = 540,4560 \text{ kkal/kg}$$

$$Q_{H_2O} = 18050,5240 \text{ kg} \times 540,4560 \text{ kkal/kg}$$

$$= 975513,9990 \text{ kkal}$$

Total panas laten kondensasi :

$$Q_\lambda = Q_{C_3H_4O} + Q_{C_3H_4O_2} + Q_{H_2O}$$

$$= 83355,0810 + 73,1470 + 975513,9990$$

$$= 9838942,2270 \text{ kkal}$$

3. Panas sensibel *liquid reflux* pada *bubble point* ; Q_{Lo} :

$$Q_{C_3H_4O} = 218,6771 \text{ kg} \times 0,6051 \text{ kkal/kg}^\circ\text{K} \times (372,1792 - 298)^\circ\text{K}$$

$$= 9815,5040 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_4O_2} = 0,1356 \text{ kg} \times 0,5419 \text{ kkal/kg}^\circ\text{K} \times (372,1792 - 298)^\circ\text{K}$$

$$= 5,4508 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_4O} = 5496,7203 \int_{298^\circ\text{K}}^{372,1792^\circ\text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-2}T - 8,371 \times 10^{-6}T^2 + 8,601 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 409590,8728 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel *liquid reflux* :

$$Q_{Lo} = Q_{C_3H_4O} + Q_{C_3H_4O_2} + Q_{H_2O}$$

$$= 9815,5040 + 5,4508 + 409590,8728$$

$$= 419411,8276 \text{ kkal}$$

4. Panas yang dilepaskan *condensor* atau panas yang diserap pendingin ; Q_c :

Heat Balance :

$$Q_v + Q_\lambda = Q_{Lo} + Q_D + Q_c$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= (Q_v + Q_d) - (Q_{L0} + Q_D) \\
 &= (696544,7257 + 9838942,2270) - (419411 + 957882,8063) \\
 &= 9158192,3188 \text{ kkal.}
 \end{aligned}$$

Sebagai pendingin pada *condensor* digunakan air dengan :

Suhu air masuk *condensor* ; $t_1 = 30^\circ \text{C}$

Suhu air keluar *condensor* ; $t_2 = 50^\circ \text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{C_p \times (t_2 - t_1)} \\
 &= \frac{9158192,3188 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} (50 - 30)^\circ\text{C}} \\
 &= 457907,6159 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

e. Panas yang dibutuhkan pada *reboiler* ; Q_R

Heat balance overall distilasi :

$$\begin{aligned}
 Q_F + Q_R &= Q_D + Q_B + Q_C \\
 Q_R &= (Q_D + Q_B + Q_C) - Q_F \\
 &= (957882,8063 + 168244,1097 + 9158192,3188) - 1076554,5116 \\
 &= 9207764,7232 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Sebagai *pemanas* pada *reboiler* digunakan *saturated steam* pada suhu 350°C dan tekanan 16535,1 kP. Dari tabel *saturated steam* (Smith - Van Ness edisi 4 hal.579) didapat entalpi penguapan *steam* $\Delta H_v = 214,1255 \text{ kkal/kg}$.

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_R}{\Delta H_v} \\
 &= \frac{9207764,7232 \text{ kkal}}{214,1255 \text{ kkal/kg}} \\
 &= 43001,7197 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

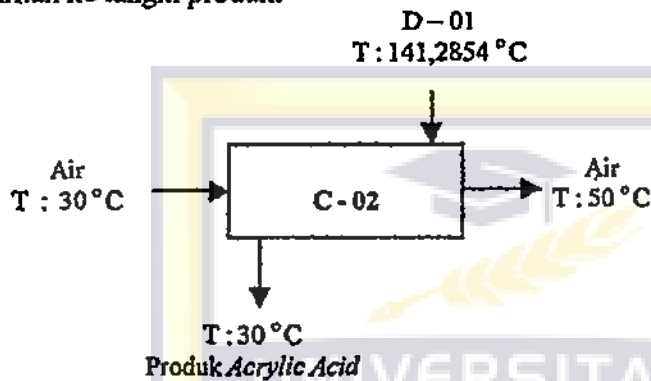
Tabel B – 10 Neraca Panas Total Distilasi D – 01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal	
		Distilat	Bottom
Q C ₃ H ₄ O	22753,9719	22417,3635	-
Q H ₂ O	949033,0819	935452,9855	147,2895
Q C ₃ H ₄ O ₂	104767,4578	12,4573	168096,8202
Q <i>condensor</i>	-	9158192,3188	-
Q <i>reboiler</i>	9207764,7232	-	-
Total	10284319,2348	10116075,1251	168244,1097
		10284319,2348	



13. Cooler C - 02

Fungsi : menurunkan suhu produk *liquid acrylic acid* keluar *bottom* distilasi D - 01 sebelum dialirkan ke tangki produk.



- a. Panas sensibel *liquid* masuk cooler C - 02; Q_1 = panas sensibel *liquid* keluar *bottom* D - 01.

$$Q_1 = 168244,1097 \text{ kkal}$$

- b. Panas sensibel *liquid* keluar cooler C - 02 ; Q_2 :

$$Q_{C_3H_4O_2} = 2568,1877 \text{ kkal} \times 0,5275 \text{ kkal/kg}^\circ\text{K} \times (303 - 298)^\circ\text{C}$$

$$= 6773,5951 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 1,2567 \int_{298^\circ\text{K}}^{303^\circ\text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-2}T - 8,371 \times 10^{-6}T^2 + 8,601 \times 10^{-9}T^3) dT$$

$$= 6,2866 \text{ kkal}$$

Total panas sensibel *liquid* keluar cooler :

$$Q_2 = Q_{C_3H_4O} + Q_{H_2O}$$

$$= 6773,5951 + 6,2866$$

$$= 6779,8817 \text{ kkal}$$

c. Panas yang diserap pendingin ; Q_3 ;

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_1 - Q_2 \\ &= 168244,1097 - 6779,8817 \\ &= 161464,2280 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sebagai pendingin pada cooler C - 02 digunakan air dengan

Suhu air masuk C - 02 ; $t_1 = 30^\circ\text{C}$

Suhu air keluar C - 02 ; $t_2 = 50^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_3}{C_p \times (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{161464,2280 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}(50 - 30)^\circ\text{C}} \\ &= 8073,2114 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel B - 11. Neraca Panas Total Cooler C - 02

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q C ₃ H ₄ O	168096,8202	6773,5951
Q H ₂ O	147,2895	6,886
Q pendingin	-	161464,2280



Lampiran C

Perhitungan Spesifikasi Peralatan

Lampiran C

Perhitungan Spesifikasi Peralatan

1. Tangki Bahan Baku Propilen

Kode alat : T-01

Fungsi : menampung bahan baku *propilen* untuk persediaan proses pabrik selama 1 tahun.

Tipe : tangki berbentuk bola

Propilen cair disimpan dengan kondisi penyimpanan

a. Tekanan : 20 atm = 294 psi

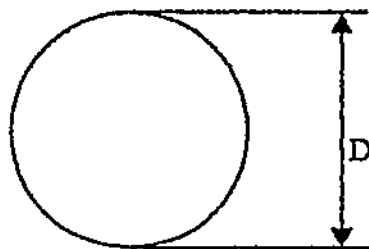
b. Suhu : 30 °C

1. Volume tangki ; V_t

Laju alir cairan (m) = 2151,9022 kg/jam = 4744,0836 lb/jam

Densitas cairan (ρ_L) = 29,0507 lb/ft³

Waktu penyimpanan = 1 bulan = 720 jam



Volume cairan yang ditampung :

$$V = \frac{M \cdot t}{\rho}$$

$$= \frac{4744,0836 \text{ lb/jam} \times 720 \text{ jam}}{29,0507 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 117578,5845 \text{ ft}^3$$

Tangki dirancang 80 % terisi cairan dan jumlah tangki sebanyak 5 buah, maka volume tangki untuk 1 buah tangki :

$$V_t = \frac{117578,5845}{0,80 \times 5} = 29394,6461 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi Tangki

Volume tangki (bola) ; V_t :

$$V_t = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r^3$$

$$\text{Jari-jari tangki (r)} = \left(\frac{3V_t}{4\pi} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{3 \times 29394,6461}{4 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 19,1 \text{ ft} = 5,8 \text{ m}$$

3. Tebal *shell* (dinding) ; t_s

Tebal *shell* dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$T_s = \frac{P \cdot d}{4f \cdot E \cdot P} + C$$

Dimana : P = tekanan desain ; psi

d = diameter tangki

$$= 2 \times r = 2 \times 19,1 = 38,2 \text{ ft} = 458,4 \text{ in}$$

f = tegangan yang diizinkan dari bahan konstruksi ; psi

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi ; in

Faktor keamanan desain diambil 15 %

$$P \text{ desain} = 1,15 \times P \text{ operasi}$$

$$= 1,15 \times 294 \text{ psi} = 338,1 \text{ psi}$$

Bahan konstruksi *shell* yang digunakan stainless steel SA - 167 grade 3 tipe 304,

faktor korosi (C) = 0,125 dengan nilai f = 18750 psi (*appendix D item 4 hal. 342*

Brownell & Young) dan efisiensi pengelasan tipe *double-welded butt-joint* E = 80

% (tabel 13.2 Brownell & Young).

Maka :

$$t_s = \frac{338,1 \text{ psi} \times 458,4}{(2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 2,57 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat *shell* standar = 6 in

2. Pompa Umpan Propilen

Kode alat : P-01

Fungsi : mengalirkan larutan *propilen* dari tangki bahan baku ke *vaporizer*.

Tipe : *single stage centrifugal pump*.

Laju alir massa *propilen* (m) = 2151,9022 kg/jam = 4744,0836 lb/jam

Densitas cairan (ρ) = 29,0507 lb/ft³

Viskositas *propilen* (μ) = 0,2661 lb/ft.jam = 7,3917 x 10⁻⁵ lb/ft.det

1. Laju alir volumetrik bahan (Q) :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{4744,0836 \text{ lb/jam}}{29,0507 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 163,3036 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0453 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

2. Diameter optimum pipa (D₁) :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

$$\begin{aligned}
 D_1 &= 3,9 Q_r^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,0453^{0,45} \times 29,0507^{0,13} \\
 &= 1,5113
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (tabel 13 hal. 888 Peters)

NPS : 1 ½ in

Schedule : 40

Diameter dalam : 1,610 in = 0,1342 ft

Luas penampang : 0,01414 ft²

Uji bilangan Reynold (N_{Re})

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

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

$$= \frac{0,0453 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0142 \text{ ft}^2} = 3,20 \text{ ft/det}$$

maka ; $N_{Re} = \frac{29,0507 \text{ lb/ft}^3 \times 3,20 \text{ ft/det} \times 0,1342 \text{ ft}}{7,3917 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.det}}$
 $= 168777,5831$

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

3. Direncanakan sistem pompaan terdiri dari :

- Pipa lurus panjang $L = 165 \text{ ft}$
- 2 buah *elbow* 90° , 1 buah *geat valve full open*, 1 buah *globe valve conventional full open*.
- Tinggi pemompaan $z = 25 \text{ ft}$

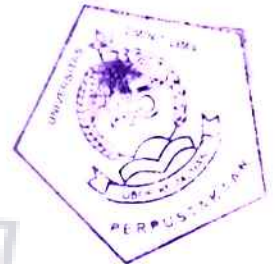
Panjang aliran perlengkapan pipa sebagai berikut :

2 buah *elbow* 90° ($Le/D = 30$) $Le = 2 \times 30 \times 0,1342 = 8,0520 \text{ ft}$

1 buah *gate valve* ($Le/D = 13$) $Le = 1 \times 13 \times 0,1342 = 1,7446 \text{ ft}$

1 buah *globe valve* ($Le/D = 450$) $Le = 1 \times 450 \times 0,1342 = 60,3900 \text{ ft}$

Total $Le = 70,1866 \text{ ft}$



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

$$\frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0 \quad (V_1 = V_2)$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 25 \text{ ft} - \text{lb f./lb m}$$

$$\text{maka : } -w_f = 25 + 1,8997 = 26,8997 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6. Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} - \text{lb f./det/HP}} \\ &= \frac{26,8997 \text{ ft} - \text{lb f./lb m} \times 0,0453 \text{ ft}^3/\text{det} \times 29,0507 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft} - \text{lb f./det/HP}} \\ &= 0,063 \text{ Hp} \end{aligned}$$

dari fig. 14.37 Peters hal. Diperoleh efisiensi pompa (η) untuk kapasitas minimal 0,2 – 0,49 (diambil $\eta = 0,20$)

$$\text{maka : BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta} = \frac{0,063}{0,20} = 0,32 \text{ Hp}$$

7. Tenaga motor (BHP) :

Unstuck BHP = 0,32 Hp dari fig. 14.38 Peters hal. 521 diperoleh efisiensi motor $\eta = 35\%$

$$\text{Maka : BHP} = \frac{0,32}{0,35} = 0,91 \text{ Hp}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor 1.HP.

3. Filter Udara

Kode alat : F-01

Fungsi : menyaring udara yang akan digunakan sebagai pengoksidasi pada reaktor R-01 dan reaktor R-02.

Kebutuhan udara $m = 12776,5922 \text{ kg/jam} = 28172,3858 \text{ lb/jam}$

Konsentrasi debu atau kotoran udara di daerah industri berkisar $2,0 \text{ gr}/100 \text{ ft}^3$ (Perrys edisi 6 tabel 20 - 38). Dari tabel 20 - 40 Perrys edisi 6 kelompok filter yang sesuai adalah kelompok *High Efficiency Particulat Air* (HEPA), dengan spesifikasi sebagai berikut :

1. Tipe . : HEPA
2. Ukuran : $24 \times 24 \text{ in}$
3. Kapasitas /unit : $1000 \text{ ft}^3/\text{menit}$
4. Jumlah : 1 buah

4. Blower Udara

Kode alat : G-01

Fungsi : mengalirkan udara pengoksidasi ke reaktor R-01 dan reaktor R-01.

Tipe : *centrifugal fan*.

Laju alir massa udara $m = 12776,5922 \text{ kg/jam} = 28172,3858 \text{ lb/jam}$

Densitas udara $\rho = 0,0808 \text{ lb}/\text{ft}^3$ (Perrys edisi 6 tabel 3 - 30 hal. 3 - 78)

Laju alir volumetrik udara (Q) :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{28142,3858 \text{ lb/jam}}{0,0808 \text{ lb}/\text{ft}^3} \\
 &= 5811,1357 \text{ ft}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

Power blower dihitung dengan menggunakan persamaan 6 – 34b Perrys edisi 6 hal. 6-22 sebagai berikut :

$$\text{BHP} = 1,57 \times 10^{-4} QP$$

Dimana : Q = *rate* volumetrik fan; ft^3/menit

P = tekanan operasi fan; inH_2O

Diketahui tekanan operasi $P = 1,8 \text{ atm} = 0,7329 \text{ inH}_2\text{O}$

Maka power blower (BHP) :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= 1,57 \times 10^{-4} \times 5811,1357 \text{ ft}^3/\text{menit} \times 0,7329 \text{ inH}_2\text{O} \\ &= 0,67 \text{ HP} \end{aligned}$$

diambil efisiensi motor penggerak $\eta = 75 \%$

$$\text{Power motor blower } P = \frac{0,67 \text{ HP}}{0,75}$$

$$P = 0,89 \text{ HP}$$

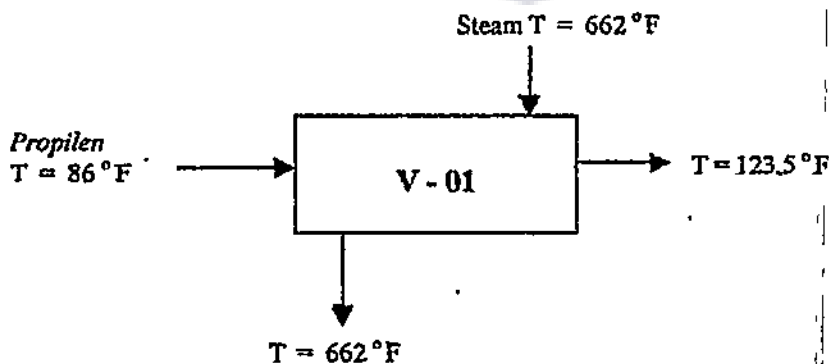
Digunakan power motor standar 1 HP

s. Vaporizer

Kode alat : V - 01

Fungsi : menguapkan cairan *propilen*

Tipe : *shell and tube*



Sesuai hasil perhitungan pada neraca massa dan neraca panas diketahui :

Beban panas *vaporizer* V - 01.

a. Pemanasan (*preheating*) $Q_p = 31519,4592 \text{ kkal/jam} = 125077,2190 \text{ Btu/jam}$

b. Penguapan (*Vaporizing*) $Q_v = 162557,2012 \text{ kkal/jam} = 645068,2587 \text{ Btu/jam}$

c. Rate fluida panas (steam) $W = 906,3687 \text{ kkal/jam} = 1996,1673 \text{ Btu/jam}$

d. Rate fluida dingin (propilen) $w = 2151,9022 \text{ kkal/jam} = 4744,0525 \text{ Btu/jam}$

Liquid propilen masuk *vaporizer* pada suhu 30°C (86°F), penguapan pada suhu 50°C ($123,48^\circ \text{F}$) dan suhu keluar *vaporizer* : $50,8413^\circ \text{C}$ ($123,51^\circ \text{F}$).

1. Δt

a. *Preheating* $(\Delta t)_p$

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
662	Suhu tinggi	123,48	538,52
662	Suhu rendah	86	576
0	Beda	37,48	37,48

$$\text{LMTD} = \frac{37,48}{\ln(576/538,52)} = 557,05^\circ \text{F}$$

$$\frac{Q_p}{(\Delta t)_p} = \frac{125077,2190}{557,05} = 224,535 \text{ Btu/jam }^\circ \text{F}$$

b. *Vaporizing* $(\Delta t)_v$

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
662	Suhu tinggi	123,51	538,49
662	Suhu rendah	123,48	538,52
0	Beda	0,03	0,03

$$\text{LMTD} = \frac{0,03}{\ln(538,52/538,49)} = 538,50^\circ \text{F}$$

$$\frac{Q_v}{(\Delta t)_v} = \frac{645068,2587}{538,50} = 1197,898 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}$$

$$\sum \frac{Q}{\Delta t} = 224,535 + 1197,898$$

$$= 1422,4330 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = \frac{Q \text{ total}}{\sum Q \Delta t}$$

$$= \frac{(125077,2190 + 645068,2587) \text{ Btu/jam}}{1422,4330 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}}$$

$$= 541,43 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirancang menggunakan HE 1 - 2 dengan spesifikasi :

Tube side :

- OD : 1 in
- BWG : 16
- ID : 0,87 in = 0,0725 ft
- a_0 : 0,2168
- $a't$: 0,594 in²
- pitch* : 1 ¼ in square
- L (panjang) : 16 ft
- Passes* (n) : 2
- Jumlah tube : 76 buah

Shell side :

- ID : 15 ¼ in
- Baffle* : 5 in
- Passes* (n) : 1

2. Tube side fluida dingin (propilen)

a. Luas aliran ; a_t

$$a_t = \frac{Nt \times a^*t}{144 \times n}$$

$$= \frac{76 \times 0,594}{144 \times 2} = 0,15675 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan aliran massa ; G_t

$$G_t = \frac{W_t}{a_t}$$

$$= \frac{8,1673 \text{ Btu/jam}}{0,1568 \text{ ft}^2}$$

$$= 12743,4139 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; Re_t

$$Re_t = \frac{D_t G_t}{\mu}$$

Pada $T_c = 662 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat viskositas *steam* $\mu = 0,023 \text{ cp}$
(fig.15 Kern)

$$Re_t = \frac{0,023 \text{ ft} \times 12743,4139 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0557 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 16587,0290$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_{i0}

Untuk *steam* kondensasi :

$$h_i = h_{i0} \text{ 1500 Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F (Kern hal.164).}$$

2. Shell side

Preheating :

a. Luas aliran ; a_s

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times c \times B}{144 \times P_T} \\ &= \frac{15,25 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25} \\ &= 0,1060 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan aliran massa ; G_s

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{8539,2944 \text{ lb/jam}}{0,1060 \text{ ft}^2} \\ &= 80559,3811 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold ; Re_s :

$$Re_s = \frac{D_o \cdot G_s}{\mu}$$

Pada $t_p = (86 + 123,48) / 2 = 104,74$ ° F didapat sifat-sifat fisik *propilen*

Viskositas μ : 0,11 cp = 0,2661 lb/ft.jam

Konduktifitas panas k : 0,0171 Btu/jam.ft²(°F/ft)

Kapasitas c : 0,66 Btu/lb°F

$$\begin{aligned} D_o &= \text{diameter ekuivalen shell ; in} \\ &= 0,99 \text{ in} \\ &= 0,825 \text{ ft (fig. 28 Kern)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{0,825 \text{ ft} \times 80559,3811 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,1887 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 35220,7151 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar ; h_o

$$h_c = JH \left[\frac{k}{D_c} \right] \left[\frac{C \cdot \mu}{k} \right] \phi_s$$

Dari fig. 28 Kern untuk $Re_s = 35220,7151$ didapat $JH = 110$

$$h_o = 110 \left[\frac{0,0171}{0,0825} \right] \left[\frac{0,66 \times 0,2661}{0,0171} \right]^{1/3} \times 1$$

$$= 49,5672 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

e. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih ; U_p

$$U_p = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= \frac{1500 \times 87,5820}{1500 + 87,5820}$$

$$= 47,9817 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

f. Luas permukaan perpindahan panas untuk *preheating* ; A_p

$$A_p = \frac{\dot{Q}_p}{U_p \times (\Delta t)_p}$$

$$= \frac{125077,2190 \text{ Btu/jam}}{47,9817 \text{ Btu/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 557,05 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 4,6800 \text{ ft}^2$$

Vaporizing :

a. Bilangan Reynold ; Re_s :

$$Re_s = \frac{D_c \cdot G_s}{\mu}$$

Pada $t_v = (123,51 + 123,48)/2 = 123,495 \text{ } ^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat fisik

- Propilen viskositas μ : 0,2298 lb/ft.jam
 Konduktifitas panas k : 0,0185 Btu/jam.ft² (°F/ft)
 Kapasitas panas c : 0,69 Btu/lb°F

$$Re_s = \frac{0,0825 \text{ ft} \times 80559,3811 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,2298 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 28921,4488$$

- b. Koefisien perpindahan panas bagian luar ; h_o :

$$h_o = JH \frac{k}{D_c} \left[\frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \phi_s$$

dari fig. 28 Kern untuk $Re_s = 304869,2175$ didapat $JH = 90$

$$h_o = 90 \left[\frac{0,0185}{0,0825} \right] \left[\frac{0,69 \times 0,2298}{0,0185} \right]^{1/3} \times 1$$

$$= 41,2474 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- c. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih ; U_v

$$U_v = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= \frac{1500 \times 41,2474}{1500 + 41,2474}$$

$$= 40,1435 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- d. Luas permukaan perpindahan panas untuk *vaporizing* ; A_v :

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v \times (\Delta t)_v}$$

$$= \frac{645068,2587 \text{ Btu/jam}}{40,1435 \text{ Btu/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 538,50 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 29,8404 \text{ ft}^2$$

3. Total luas permukaan perpindahan panas (A_c)

$$A_c = A_p + A_v$$

$$= 4,6800 + 29,8404$$

$$= 34,5204 \text{ ft}^2$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih (U_c)

$$U_c = \frac{\sum Q/\Delta t}{A_c}$$

$$= \frac{1422,4330 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}}{34,5204 \text{ ft}^2}$$

$$= 41,2056 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan desain (U_D)

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

Luas permukaan perpindahan panas desain (A) :

$$A = N_1 \times a_0 \times L$$

$$= 76 \times 0,2618 \times 16$$

$$= 318,3488 \text{ ft}^2$$

$$\text{maka : } U_D = \frac{770145,4777 \text{ Btu/jam}}{318,3488 \text{ ft}^2 \times 541,43 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 4,4681 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6. Faktor pengotoran, R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{41,2056 - 4,4681}{41,2056 \times 4,4681} = 1,1995 = 0,2$$

R_d desain $>$ R_d minimum = 0,0030, maka desain layak digunakan.

7. Pressure drop

a. tube side

Preheating

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \left[\frac{f \cdot G_1^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot S \cdot \phi_1} \right]$$

dari fig. 26 Kern untuk $Re_t = 16587,0290$ didapat faktor friksi $f = 0,00027$

dari tabel Kern didapat volume spesifik steam pada suhu $662^\circ F = 0,0278$ ft^3/lb , maka spesifik grafit steam (s) :

$$s = \frac{1}{0,0278 \text{ ft}^3/lb \times 62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,5762$$

sehingga :

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \left[\frac{0,00027 \times 12743,4139^2 \times 16 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0725 \times 0,5762 \times 1} \right]$$

$$= 0,0003 \text{ psi}$$

ΔP_t hitung $<$ ΔP_t maksimum = 2 psi, maka desain vaporizer layak digunakan.

b. *Shell side*Preheating

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_s = 35220,7151$ didapat faktor friksi $f = 0,0070$

Panjang dari zona pemasangan (L_P)

$$\begin{aligned} L_P &= L(A_P/A_S) \\ &= 16(4,6800 / 34,5204) = 2,1692 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (N+1) &= 12 (L_P/B) \\ &= 12 (2,1692 / 5) = 5,2060 \text{ ft} \end{aligned}$$

spesifikasi grafiti $s = 0,5304$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_c \times s \times \phi_s} \\ &= \frac{0,0017 \times (80559,3811)^2 \times 1,2780 \times 5,2060}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0825 \times 0,5304 \times 1} \\ &= 0,03 \text{ psi} \end{aligned}$$

Vaporizing

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_s = 28921,4488$ didapat faktor friksi $f = 0,0019$
 ft^2/m^2 .

Panjang dari zona penguapan (L_v)

$$L_v = 16 - L_P = 16 - 2,1692 = 13,8308 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} (N+1) &= 12 (L/D) \\ &= 12 (13,8308/5) = 33,1940 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{denitas uap } \rho &= \frac{BM}{V} \times \frac{T_1}{T_2} \times \frac{P_2}{P_1} \\ &= \frac{42,0192}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{492 \text{ }^\circ\text{R}}{583,495 \text{ }^\circ\text{R}} \times \frac{294 \text{ psi}}{14,7 \text{ psi}} = 1,9738 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{spesifik grafiti (s)} = \frac{0,0236 \text{ lb/ft}^3}{62,43 \text{ lb/ft}^3} = 0,6787$$

$$= \frac{0,0019 \times (80559,3811)^2 \times 1,2708 \times 33,1940}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0825 \times 0,6787 \times 1}$$

$$= 0,17 \text{ psi}$$

Tekanan total pada bagian *shell* :

$$\Delta P_s \text{ total} = 0,03 + 0,17 = 0,2 \text{ psi}$$

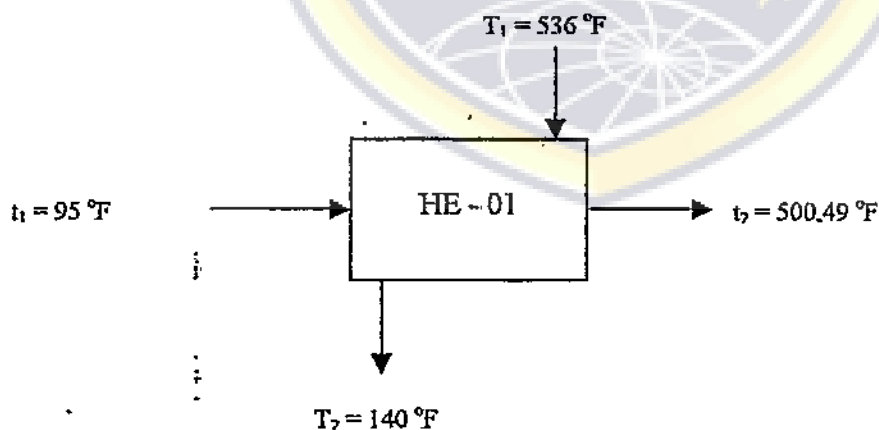
$\Delta P_s \text{ hitung} < \Delta P_s \text{ maksimum} = 10 \text{ psi}$, maka desain *vaporizer* layak digunakan.

6. Heat Exchanger

Kode alat : HE - 01

Fungsi : Memanaskan umpan R - 01 dengan memanfaatkan panas yang dibawah gas produk R - 02 sebelum masuk absorber.

Tipe : *Shell and tube*



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui :

- Rate fluida panas (W) : 32911,8684 lb/jam

- Rate fluida dingin (w) : 28419,6356 lb/jam
- Beban panas HE - 01 (Q) : 1088126,9774 Btu/jam

1. Δt ; beda suhu sebenarnya

Fluida panas		Fluida dingin	Beda suhu
536	Suhu tinggi	500,49	35,51
140	Suhu rendah	95	45
396	Beda suhu	405,49	9,49

$$\text{LMTD} = \frac{(536 - 500,49) - (140 - 45)}{\ln(35,51/45)}$$

$$= 40,0678 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = 0,12 \quad S = \frac{t_1 - t_2}{T_1 - T_2} = 0,98$$

$$\Delta T = \text{LMTD} \times F_T = 40,0678 \text{ } ^\circ\text{F} \times 0,85 = 34,0576 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi :

- OD : 1 in
- BWG : 16
- ID : 0,92 in = 0,0725 ft
- a_o : 0,2618 ft²
- a_t : 0,594 in²
- P_T : 1 ¼ (triangular pitch)
- L : 16 ft

2. Tube side; fluida dingin

a. Luas aliran; a_t

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times 1}$$

$$= \frac{91 \times 0,594}{144 \times 2}$$

$$= 0,1877 \text{ ft}^2$$

b. Kapasitas massa ; G_1

$$\begin{aligned} G_1 &= \frac{w}{a_1} \\ &= \frac{28419,6356 \text{ lb/jam}}{0,1877 \text{ ft}^2} \\ &= 151409,8860 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re} :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot G_1}{\mu} \\ D &= 0,0725 \text{ ft} \\ Re &= \frac{0,0725 \times 151409,8860}{0,0245} \\ &= 448049,6672 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{d. } h_i &= JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right) \\ h_i &= 600 \left(\frac{0,02}{0,0725} \right) \left(\frac{0,5581 \times 0,0245}{0,02} \right)^{1/3} \\ &= 140,1137 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

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

$$h_{io} = 140,1137 \times \frac{0,87}{1}$$

$$= 121,8622 \text{ Btu/jam.ft.}^{\circ}\text{F}$$

3. Shell side ; fluida panas

a. Aliran panas ; a_s

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \cdot P_1}$$

$$B = \frac{2}{5} \times ID \text{ shell} = 6,1$$

Dimana $C' = P_1 - OD = 1 \frac{1}{4} - 1 = 0,25$

$$= \frac{15,25 \times 0,25 \times 6,1}{144 \times 1,25}$$

$$= 0,1292 \text{ ft}^2$$

b. Kapasitas massa ; G_s

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{32911,8684 \text{ lb/jam}}{0,1292 \text{ ft}^2}$$

$$= 254735,8235 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$D_e = 0,72 \text{ in} = 0,06 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{0,06 \times 254735,8235}{0,0271}$$

$$= 503790,7531$$

$$d. h_o = JH \left(\frac{k}{D_e} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 750 \left(\frac{0,0218}{0,06} \right) \left(\frac{0,5653 \times 0,0271}{0,0218} \right)^{1/3}$$

$$= 242,2686 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

4. Koefisien perpindahan panas

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{121,8622 \times 242,2686}{121,8622 + 242,2686}$$

$$= 251,8120 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$A_{terkoreksi} = N_t \times L \times a_o$$

$$= 91 \times 16 \times 0,2618 = 381,1808 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A_{ter} \times \Delta t}$$

$$= \frac{1088126,9774 \text{ Btu/jam}}{381,1808 \times 34,0576 \text{ °F}}$$

$$= 104,9493 \text{ Btu/jam.°F}$$

5. Faktor pengotor ; Rd

$$Rd = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{251,8120 - 104,9493}{251,8120 \times 104,9493}$$

$$= 0,0051$$

6. Pressure drop

a. Tube side

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

Untuk $N_{Re} = 448049,6627$ didapat faktor friksi $f = 0,0001$

$$\Delta P_t = \frac{0,0001 \times (151409,8860)^2 \times 16 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0725 \times 0,8511}$$

$$= 0,023 \text{ psi}$$

ΔP_t hitung < ΔP_t maksimum = 2 psi, maka desain HE - 01 layak digunakan.

b. *Shell side*

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

$$= (12/6,1) 12 = 23,6066$$

Untuk $R_o = 503790,7531$

$$f = 0,001$$

$$D_s = 1,1042 \text{ ft}$$

$$D_e = 0,06 \text{ ft}$$

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

$$\Delta P_s = \frac{0,001 \times 254735,8235^2 \times 1,1042 \times 23,61}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \times 0,9812}$$

$$= 0,55 \text{ psi}$$

ΔP_s hitung < ΔP_s maksimum = 2 psi, maka desain HE - 01 layak digunakan.

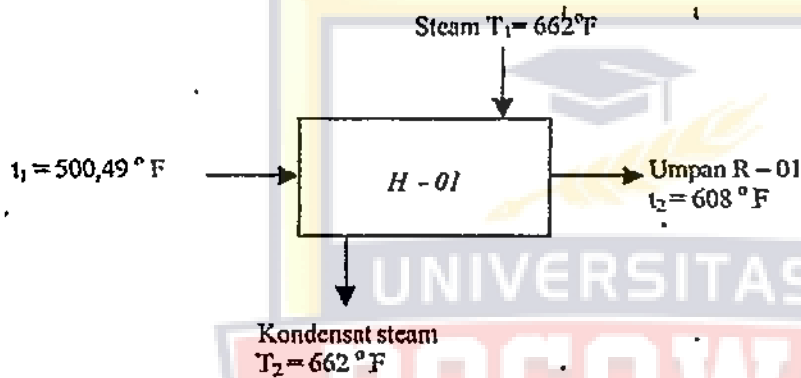
Menggunakan perhitungan yang sama seperti di atas untuk HE - 02.

7. Heater

Kode alat : H-01

Fungsi : menaikkan suhu umpan reaktor R-01 yang keluar dari heat exchanger HE-01.

Tipe : shell and tube



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui :

- Laju alir massa umpan reaktor (w) = 12890,8625 kg/jam = 28424,3518 lb/jam
- Laju alir steam (w) = 516,8975 kg/jam = 1139,7589 lb/jam
- Beban panas heater (Q) = 110680,9313 kkal/jam = 439217,0165 Btu/jam

1. Δt ; beda suhu sebenarnya

Komponen		Fluida dingin	Beda suhu
662	Suhu tinggi	608	54
662	Suhu rendah	500,49	161,51
0	Beda suhu	107,51	107,51

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{107,51}{\ln(161,51/54)} = 98,13^\circ\text{F}$$

2. U_D

Menurut tabel 8 Kern hal. 840 untuk fluida panas steam dan fluida dingin gas didapat $U_D = 5 - 50 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

Trial $U_D = 45 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{439210,0448 \text{ Btu/jam}}{45 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 76,25 \text{ °F}} \\
 &= 128,0029 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

dirancang menggunakan *tube* dengan spesifikasi :

- OD : ¾ in
 BWG : 16
 ID : 0,620 in = 0,0517 ft
 a_o : 0,1963 ft²/ft
 a_t : 0,302 in²
 P_T : 1 in (*triangular pitch*)
 L : 8 ft

Jumlah tube (N_t) :

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{a_o \times L} \\
 &= \frac{128,0029 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} \\
 &= 81,50 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati N_t

Didapat :

- ID shell : 12 in
 N_t : 82 buah
 Passes (n) : 2
 A terkoreksi = $N_t \times L \times a_o$
 = 82 x 8 ft x 0,1963 ft²/ft

$$= 128,7728 \text{ ft}^2$$

$$U_D \text{ terkoreksi} = \frac{Q}{A_s \text{ terkoreksi} \times \Delta t}$$

$$= \frac{439217,0615 \text{ Btu/jam}}{128,7728 \text{ ft}^2 \times 76,25 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 44,73 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

(trial $U_D \approx 45$; memenuhi)

3. *Tube side* fluida dingin

a. Luas aliran ; a_t

$$a_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n}$$

$$= \frac{82 \times 0,302}{144 \times 2}$$

$$= 0,9428 \text{ ft}^2$$

b. Kapasitas massa ; G_t

$$G_t = \frac{w}{a_t}$$

$$= \frac{28424,3518 \text{ lb/jam}}{0,9428 \text{ ft}^2}$$

$$= 30148,867 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$$

Pada $t_c = (608 + 558,10/2) = 583,05 \text{ }^\circ\text{F}$, didapat sifat-sifat fisik campuran fluida dingin (gas) :

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,0382 \text{ lb/jam.ft}$$

Konduktifitas panas (k) = $0,0318 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

Kapasitas panas (c) = $0,671 \text{ Btu/lb } \text{°F}$

$$N_{Re} = \frac{0,517 \text{ ft} \times 30148,867 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0382 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 40803,57$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_i

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

Dari fig. 24 Kern untuk $N_{Re} = 40803,57$ didapat $JH = 130$

$$= 130 \left(\frac{0,0318}{0,0517} \right) \left(\frac{0,64 \times 0,03630}{0,0318} \right)^{1/3}$$

$$= 9,9715 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

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

$$= 9,9715 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 8,2431 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

4. *Shell and side* fluida panas

a. Luas aliran ; a_s

$$a_s = \frac{ID_s \times c' \times B}{144 \times P_t}$$

dimana : c' = $P_T - OD$

$$= 1 - 0,75 = 0,25 \text{ in.}$$

$$B = \frac{ID_{shell}}{5} \quad (\text{baffle minimum})$$

$$= \frac{12}{5} = 2,4 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{12 \times 0,25 \times 2,4}{144 \times 1} = 0,05 \text{ ft}^2$$

b. Kapasitas massa ; G_s

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{w}{a_s} \\ &= \frac{1139,7589 \text{ lb/jam}}{0,05 \text{ ft}^2} \\ &= 22795,178 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D_o \cdot G_s}{\mu}$$

Dimana : D_o = diameter ekivalen *shell* (fig. 28 Kern)
 $= 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$

Pada $T_c = 662 \text{ }^\circ\text{F}$, didapat viskositas steam $\mu = 0,0363 \text{ lb/jam.ft}$.

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 22795,178 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0363 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 38180,3532 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_o

Untuk *steam* terkondensasi $h_o = 1500 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F/Btu}$. (Kern hal. 164)

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{61,5172 \times 1500}{61,5172 + 1500} \\ &= 59,0937 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

6. Faktor pengotor, R_d

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{59,0937 - 44,73}{59,0937 \times 44,73} \\
 &= 0,0041 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}
 \end{aligned}$$

R_d desain $>$ R_d minimum = 0,0030, maka desain layak digunakan.

7. Pressure drop

a. Tube side

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \left[\frac{f G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot S \cdot \phi_t} \right]$$

dari fig. 26 Kern untuk $N_{Re} = 40803,57$ didapat faktor friksi $f = 0,0017$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= \frac{1}{2} \left[\frac{0,0017 \times 30148,867^2 \times 8 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0517 \times 0,0116 \times 1,0} \right] \\
 &= 0,4 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

ΔP_t = hitung $<$ ΔP_t maksimum = 2 psi, maka desain heater layak digunakan.

b. Shell side

Preheating

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

dari fig. 29 Kern untuk $N_{Ro} = 38180,3532$ didapat faktor friksi $f = 0,00165$

$$(N+1) = 12 \text{ (L/B)}$$

$$= 12 (8/2,4) = 40 \text{ ft}$$

$$D_s = 12/12 = 1 \text{ ft}$$

$$s = 0,1225$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00165 \times 22795,178^2 \times 40}{5,22 \times 10^{10} \times 1 \times 0,5762 \times 1}$$

$$= 0,0014$$

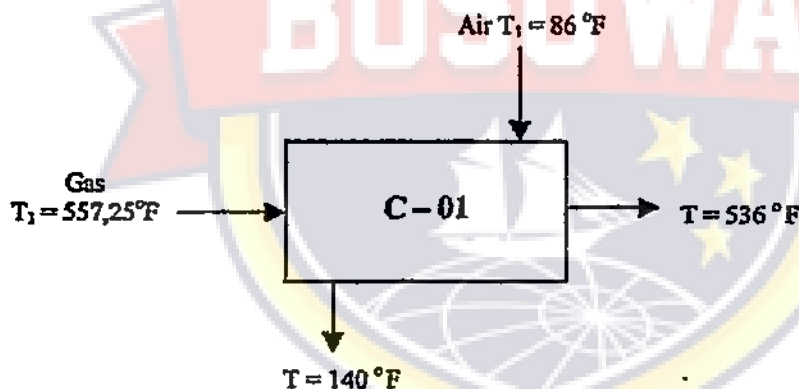
ΔP_s hitung < ΔP_s maksimum = 2 psi, maka desain heater layak digunakan.

Menggunakan perhitungan yang sama seperti di atas untuk H - 02.

8. Cooler

Kode alat : C-01

Fungsi : Menurunkan suhu gas produk R - 01 yang keluar dari *heat exchanger* HE - 02 sebelum masuk ke reaktor R - 02



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui :

- Beban panas cooler C-01 $Q = 48254,8677 \text{ kkal/jam} = 91451,8560 \text{ Btu/jam} = 191487,5702$
- Rate fluida panas (gas) $W = 12890,8625 \text{ kg/jam} = 28393,9703 \text{ lb/jam} = 28419,0090$
- Rate fluida dingin (air) $w = 2412,2934 \text{ kg/jam} = 5313,4215 \text{ lb/jam} = 5318,1071$

1. Δt ; beda suhu sebenarnya

Fluida panas		Fluida dingin	Beda suhu
557,25	Suhu tinggi	140	417,25
536	Suhu rendah	86	450
21,25	Beda suhu	54	32,75

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{32,75}{\ln(450/417,25)} = 443,42^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = \frac{21,25}{54} = 0,43$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{54}{471,25} = 0,1$$

Dari fig. 18 Kern hal.828 untuk HE 1 - 2 didapat $F_t = 0,95$

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times \text{LMTD} \\ &= 0,95 \times 443,42 = 421,249^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2. U_D dan A

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840 untuk fluida panas gas dan fluida dingin air diperoleh $U_D = 2 - 50 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$

Trial $U_D = 8 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$.

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{191451,8560 \text{ Btu/jam}}{8 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \times 421,249} \\ &= 56,8108 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dirancang menggunakan *tube* dengan spesifikasi :

OD : $\frac{3}{4}$ in

BWG : 16

$$\begin{aligned}
 ID &: 0,620 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft} \\
 a_o &: 0,1963 \text{ ft/ft}^2 \\
 a^t &: 0,302 \text{ in}^2 \\
 P_T &: 15/16 \text{ in (triangular pitch)} \\
 L &: 8 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jumlah tube (N_t) :

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{a_o \times L} \\
 &= \frac{56,8108 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} \\
 &= 36,1760 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

dari tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati $N_t = 55,54$ buah untuk OD $\frac{3}{4}$ in dan pitch triangular $P_T = 1$ in

Didapat :

$$\begin{aligned}
 ID \text{ shell} &: 8 \text{ in} \\
 N_t &: 36 \text{ buah} \\
 Passes (n) &: 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \\
 &= 36 \times 8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 56,5349 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t} \\
 &= \frac{191451,8560 \text{ Btu/jam}}{56,5344 \text{ ft}^2 \times 421,249 \text{ }^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

(trial $U_D \approx 8$; memenuhi)

3. Tube side fluida dingin

a. Luas aliran ; a_t

$$a_t = \frac{N_t \times a^t}{144 \times n}$$

$$= \frac{36 \times 0,302}{144 \times 2}$$

$$= 0,0755 \text{ ft}^2$$

b. Kapasitas massa ; G_t

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{5313,4215 \text{ lb/jam}}{0,0755 \text{ ft}^2}$$

$$= 70376,44337 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$$

Pada $t_g = (140 + 86)/2 = 113^\circ\text{F}$, didapat sifat-sifat fisik air :

Viskositas (μ) = 0,5989 lb/jam.ft = 0,0089

Konduktifitas panas (k) = 0,0120

Kapasitas panas (c) = 0,43

$$N_{Re} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 70376,4437 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,5989 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 6075,2415$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_i

$$h_i = JH \left[\frac{k}{D} \right] \left[\frac{C \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

$$= 25 \left[\frac{0,0102}{0,0517} \right] \left[\frac{0,43 \times 0,5989}{0,0102} \right]^{1/3} \quad (1)$$

$$= 14,4696 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 14,4696 \times \frac{0,63}{0,75} \\
 &= 12,1545 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

4. *Shell and side fluida panas*

a. Luas aliran ; a_s

$$a_s = \frac{ID_s \times c' \times B}{144 \times P_t}$$

$$\begin{aligned}
 \text{dimana : } c' &= P_T - OD \\
 &= 15/16 - 0,75 = 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$B = ID \text{ shell (baffle maksimum)}$$

$$a_s = \frac{8 \times 0,1875 \times 8}{144 \times 15/16} = 0,0889 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = \frac{28393,9703 \text{ lb/jam}}{0,0889 \text{ ft}^2}$$

$$= 319392,2418 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

$$\text{Dimana : } D_e = \text{diameter ekivalen shell}$$

$$= 0,55 \text{ in} = 0,0458 \text{ ft}$$

$$\text{pada } T_a = (557,25 + 536) / 2 = 546,625 \text{ }^\circ\text{F} \text{ didapat sifat-sifat fluida}$$

panas :

Viskositas $\mu = 0,1907 \text{ lb/jam.ft}$
 Konduktifitas panas $k = 0,0171 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$
 Kapasitas panas $c = 0,2661 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{0,0458 \text{ ft} \times 319392,2418 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,1907 \text{ lb/jam.ft}} \\
 &= 76707,7329
 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar ; h_o

$$h_o = JH \left[\frac{k}{D_c} \right] \left[\frac{C \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

Untuk $N_{Re} = 76707,7329$ dari fig.28 Kern didapat $JH = 150$

$$\begin{aligned}
 h_o &= 150 \left[\frac{0,0171}{0,0458} \right] \left[\frac{0,2661 \times 0,1907}{0,0171} \right]^{1/3} (1) \\
 &= 80,4880
 \end{aligned}$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih (U_c)

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{12,1545 \times 80,4800}{12,1545 + 80,4800} \\
 &= 10,5597 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

6. Faktor pengotoran, R_d :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_e - U_D}{U_e \times U_D} \\
 &= \frac{10,5597 - 8,04}{10,5597 \times 8,04} \\
 &= 0,0038 \text{ jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

R_d desain $>$ R_d minimum $= 0,0010$, maka desain layak digunakan.

7. Pressure drop

a. tube side

$$1. \Delta P_t = \frac{1}{2} \left[\frac{f G_1^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot S} \right]$$

dari fig. 26 Kern untuk $Re_t = 6075,2415$ didapat faktor friksi $f = 0,0003$

L = panjang tube : 8 ft

D = diameter : 0,0517 ft

s = spesifik gravitasi air : 1,0

n = jumlah passes : 1

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \left[\frac{0,0003 \times (70376,4437)^2 \times 8 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0517 \times 1} \right]$$

$$= 0,0044 \text{ psi}$$

2. Tekanan reduce ; ΔP_T

$$\Delta P_T = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g_c}$$

dimana : v = kecepatan aliran ft/det. (lihat point 36)

g_c = faktor satuan gravitasi

$$\Delta P_T = \frac{4 \times 1}{1} \times \frac{0,42^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0109 \text{ psi}$$

tekanan total tube ; $\Delta P_T = \Delta P_T \times \Delta P_t$

$$= 0,0044 + 0,0109$$

$$= 0,0153 \text{ psi}$$

ΔP_T hitung $<$ ΔP_T maksimum = 10 psi, maka desain *cooler* layak digunakan.

b. *Shell side*

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left[\frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} D_o^5 S} \right]$$

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_s = 76707,7329$ didapat faktor friksi $f = 0,0019$

$$(N+1) = 12 \text{ (L/B)}$$

$$= 12 (8/8) = 12 \text{ ft}$$

$$D_s = \text{diameter dalam shell} = 0,6667 \text{ ft}$$

$$D_o = \text{diameter ekivalen shell} = 0,458 \text{ ft}$$

$$S = \text{spesifikasi grafiti campuran gas}$$

$$\text{spesifik grafiti campuran} := 0,1420$$

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left[\frac{0,0029 \times (319751,918)^2 \times 0,6667 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0458 \times 0,1420 \times 1} \right]$$

$$= 1,08 \text{ psi}$$

ΔP_s hitung $<$ ΔP_s maksimum = 2 psi (untuk aliran gas), maka desain *cooler* layak digunakan.

Menggunakan metode perhitungan yang sama seperti di atas adalah *cooler* C - 02 yang berfungsi menurunkan suhu produk asam propanoat keluar *bottom* distilasi D - 01.

9. Absorber

Kode alat : AB-01

Fungsi : menyerap gas C_3H_4O dan $C_3H_4O_2$ yang terdapat dalam campuran gas dengan menggunakan H_2O .Tipe : *packed coloum*

Kondisi operasi absorber :

a. Suhu : $60^\circ C$

b. Tekanan : 1 atm

sesuai hasil perhitungan pada neraca massa dapat diketahui komposisi aliran pada absorber sebagai berikut :

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Gas	Liquid	Gas	Liquid
O ₂	22,6079	-	22,6079	-
N ₂	9799,5130	-	9799,5130	-
CO ₂	868,0149	-	868,0149	-
H ₂ O	1167,3596	12327,1094	939,4086	1255,0604
C ₂ H ₄ O	449,9299	-	0,4992	499,4307
C ₂ H ₄ O ₂	2571,0691	-	2,5715	2568,4976
Total	14928,4944	12327,1094	11632,6151	15622,9887
	27255,6038		27255,6038	

BM rata-rata gas masuk : $\sum x_i \cdot BM_i$ Dimana x_i : fraksi mol komponen i BM_i : berat molekul komponen i

Komposisi gas masuk absorber :

Komponen	Kg	Kgmol	x_i ; fraksi mol	BM	$x_i \cdot BM$
O ₂	22,6079	0,7065	0,0015	32	0,0480
N ₂	9799,5130	349,9826	0,7293	28	20,4204
CO ₂	868,0149	19,7276	0,0411	44	1,8084
H ₂ O	1167,3596	64,8533	0,1351	18	2,4318
C ₂ H ₄ O	499,9299	8,9273	0,0186	56	1,0416
C ₂ H ₄ O ₂	2571,0691	35,7093	0,0744	72	5,3568
Total	14928,4944	479,9066	1,0000		31,1070

Maka BM campuran gas = 31,1070

Densitas campuran gas masuk (ρ_G) :

$$\begin{aligned}\rho_G &= \frac{BM}{V} \times \frac{T_1}{T_2} \times \frac{P_2}{P_1} \\ &= \frac{31,1070 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{492^\circ \text{R}}{600^\circ \text{R}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{14,7 \text{ psi}} \\ &= 0,0710 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Densitas campuran liquid keluar (ρ_L) :

$$\rho_L = \sum x_i \cdot \rho_i$$

dimana : x_i = fraksi berat komponen i

ρ_i = densitas komponen i

Komponen	Kg	x_i ; fraksi mol	ρ_i (gr/cm ³)	$\rho_i \cdot x_i$
H ₂ O	12555,0604	0,8036	1	0,8036
C ₂ H ₄ O	499,4307	0,0320	0,841	0,0269
C ₂ H ₄ O ₂	2568,4976	0,1644	1,062	0,1746
Total	15622,9887	1,0000		1,0051

Maka densitas liquid : $\rho_L = 1,0051 \text{ gr/cm}^3 = 62,7484 \text{ lb/ft}^3$

1. Menentukan diameter kolom

Menentukan diameter kolom

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0,5}$$

Dimana : L' = rate liquid keluar

$$= 15622,9887 \text{ kg/jam} = 34411,8694 \text{ lb/jam}$$

G' = rate gas masuk

$$= 14928,4944 \text{ kg/jam} = 32882,1463 \text{ lb/jam}$$

maka :

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0,5} = \frac{34411,8694}{32882,1463} \left[\frac{0,0710}{62,7484} \right]^{0,5}$$

$$= 0,0352$$

untuk absis $\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0,5} = 0,0352$; pada keadaan *flooding* (pembanjiran) dari

gambar 22 - 4 hal. 167 OTK Jilid 2 Mc. Cabe didapat :

$$\frac{G_G^2 \cdot F_P \cdot \mu_L^{0,1}}{G_c (\rho_L - \rho_G) \rho_G} = 0,20$$

- Dimana :
- G_G = kecepatan massa gas ; lb/ft².det
 - F_P = faktor isian
 - μ_L = viskositas cairan ; cp
 - ρ_L = densitas cairan ; lb/cuft
 - ρ_G = densitas gas ; lb/cuft
 - G_c = faktor konversi satuan = 32,174 ft-lb/lbf.det²

kolom dirancang menggunakan *packing* jenis keramik cincin *rashing* lin.

Dari tabel 22 - 1 hal. 165 OTK Jilid 2 Mc. Cabe didapat $F_P = 155$

Maka kecepatan massa gas pada kondisi *flooding* adalah :

$$\begin{aligned} G_G &= \left[\frac{0,20 \cdot G_c (\rho_L - \rho_G) \rho_G}{F_P \cdot \mu_L^{0,1}} \right]^{0,5} \\ &= \left[\frac{0,20 \times 32,174 \times (62,7484 - 0,0710) \times 0,0710}{155 \times 0,47^{0,1}} \right]^{0,5} \\ &= 0,4464 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{det} \end{aligned}$$

diketahui laju alir massa gas masuk $G' = 32882,14633 \text{ lb/jam} = 9,1339 \text{ lb/det}$

maka luas penampang kolom (A) .

$$\begin{aligned} A &= \frac{G'}{G_G} \\ &= \frac{9,1339 \text{ lb/det}}{0,4464 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{det}} \end{aligned}$$

$$= 20,5 \text{ ft}^2$$

diameter kolom,

$$D = \left[\frac{A}{\frac{1}{4} \pi} \right]^{0,5}$$

$$= \left[\frac{20,5}{\frac{1}{4} (3,14)} \right]^{0,5} = 5,11 \text{ ft}$$

atau diameter kolom *absorber* = 5 ft = 1,5 m.

2. Menentukan tinggi kolom *packing*

Digunakan persamaan 22 Peters edisi 4 hal. 694

$$\frac{\Delta P}{h} = \gamma \left(10 \left[\frac{\phi L}{\rho_L} \right] \right) \times \frac{G^2}{\rho_G}$$

dimana :

ΔP = *pressure drop* ; lb/ft

h = *tinggi packing* ; ft

γ, ϕ = nilai konstanta yang tergantung pada ukuran dan tipe *packing*

L = *kecepatan superfisial massa cairan* ; lb/jam.ft²

ρ_L = *densitas cairan* ; lb/ft³

G = *kecepatan superfisial massa gas* ; lb/jam.ft²

ρ_G = *densitas gas* ; lb/ft³

$$L = \frac{L'}{A}$$

$$= \frac{34411,8694 \text{ lb/jam}}{20,5 \text{ ft}^2}$$

$$= 1678,6278 \text{ lb/jam.ft}^2$$

dari tabel 4 Peters edisi 4 hal. 694 untuk keramik cincin *rashing* ukuran 1 in diperoleh

nilai konstanta :

$$\gamma = 32 \times 10^{-8}$$

$$\phi = 4,3 \times 10^{-3}$$

ΔP didapat dari fig. 16-18 hal. Peters, untuk $G_G = 0,4464 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{det} = 1607,04 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$ didapat $\Delta P = 1,5 \text{ inH}_2\text{O/ft} = 186 \text{ lb/ft}$

maka :

$$h = \frac{\Delta P}{\gamma \times \left[10 \left(\frac{\phi L}{\rho L} \right) \right] \times \frac{G^2}{\rho_G}}$$

$$= \frac{186}{32 \times 10^{-8} \left[10 \left(\frac{4,3 \times 10^{-3} \times 1678,6278}{62,7484} \right) \right] \times \frac{1607,04^2}{0,0710}}$$

$$= 12,3 \text{ ft} = 3,75 \text{ m}$$

diambil tinggi ruang kosong di atas dan di bawah menara *packing* masing-masing 2 ft.

Maka tinggi total menara absorber (H) :

$$H = h + 2(2 \text{ ft})$$

$$= 12,3 + 4$$

$$= 16,3 \text{ ft} = 4,97 \text{ m}$$

3. Tebal shell

Digunakan pers. 13-1 Brownell & Young hal. 154

$$t_s = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6 \cdot P} + c$$

Dimana P = tekanan desain ; psi

r = jari-jari kolom ; in ($1/2 D = 1/2 \times 5 = 2,5 \text{ ft} = 30 \text{ in}$)

f = tegangan yang diizinkan dari bahan konstruksi ; psi

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi ; 0,125 in

faktor keamanan perancangan 20 % + 100 % = 120 % = 1,2

$$\begin{aligned} \text{maka } P \text{ desain} &= 1,2 \times P \text{ operasi} \\ &= 1,2 \times 14,7 = 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi yang digunakan *carbon steel SA - 212 grade A*

Dengan tegangan yang diizinkan $f = 16250$ psi. (tabel 13-1) Brownell & Young) dan efisiensi pengelasan digunakan tipe *double-weld butt joint* $E = 80\%$ (tabel 13-2 Brownell & Young).

Maka :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{17,64 \text{ psi} \times 30 \text{ in}}{(16250 \text{ psi} \times 0,80) - (0,6 \times 17,64 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1657 \text{ in} \end{aligned}$$

digunakan tebal *shell* plat standart = $3/16$ in = 0,005 m

4. Tebal *head*

Tebal *head* dihitung dengan menggunakan persamaan 13-12 Brownell & Young hal. 258 untuk *head* tipe *dished*.

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P}$$

Dimana :

- P = tekanan desain ; psi
- r_c = *crown radius* ; in
- f = tegangan yang diizinkan bahan konstruksi ; psi
- E = efisiensi pengelasan
- c = faktor korosi = 0,125 in

$$\begin{aligned} r_c = OD &= ID \text{ shell} + 2 (t_s) \\ &= (5 \times 12) + 2 (3/16) \\ &= 60,375 \text{ in} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi untuk *head* sama dengan *shell*

Maka :

$$t_h = \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psi} \times 60,375 \text{ in}}{(16250 \text{ psi} \times 0,80) - (0,1 \times 17,64 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1975 \text{ in.}$$

Digunakan tebal *head* plat standart = $3/16 \text{ in} = 0,005 \text{ m}$

10. Distilasi

Kode alat : D-01

Fungsi : memisahkan produk *acrylic acid* (asam propanoat) dari campurannya

Tipe : *plate column*

Data-data yang didapat dari perhitungan neraca panas :

Suhu umpan masuk : 100,2433 °C

Suhu puncak menara : 99,9815 °C

Suhu keluar *condensor* : 99,1792 °C

Suhu dasar menara : 141,2854 °C

Tekanan puncak menara : 1 atm

Tekanan dasar menara : 1 atm

Komponen kunci ringan (LK) : H₂O

Komponen kunci berat (HK) : C₃H₄O₂

Komponen aliran pada *distilasi* :

a. aliran umpan

Komponen	Kg	Kgmol	x ; fraksi mol
C ₃ H ₄ O	499,4307	8,9184	0,0120
H ₂ O	12555,0604	697,5033	0,9399
C ₃ H ₄ O ₂	2568,4976	35,6735	0,0481
Total	15622,9887	742,0952	1,0000

b. aliran distilat

Komponen	Kg	Kgmol	x ; fraksi mol
C ₃ H ₄ O	499,4307	8,9184	0,012626
H ₂ O (LK)	12553,8037	697,4335	0,987368
C ₃ H ₄ O ₂ (HK)	0,3099	0,0043	0,000006
Total	13053,5443	706,3562	1,000000

c. aliran bottom

Komponen	Kg	Kgmol	x ; fraksi mol
H ₂ O (LK)	1,2567	0,0698	0,0019
C ₃ H ₄ O ₂ (HK)	2568,1877	35,6692	0,9981
Total	2569,4444	35,7390	1,0000

1. Menentukan jumlah *plate* minimum

Digunakan pers. Fenske (Van Winkle pers. 5.118 hal. 236) :

$$N_m = \frac{\log [X_{LK}/X_{HK}]_D [X_{HK}/X_{LK}]_B}{\log \alpha_{AV}}$$

Dimana ;

X_{LK} = fraksi mol komponen light key (H₂O) pada distilat dan bottom

X_{HK} = fraksi mol komponen heavy key (C₃H₄O₂) pada distilat dan bottom

α_{AV} = relatif volalitas rata-rata kolom

dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui nilai konstanta kesetimbangan fase uap-cair untuk komponen *heavy key* dan *light key*.

$$\alpha_{AV} = (\alpha_D - \alpha_B)^{0,5}$$

dimana :

α_D = relatif volatilitas distilat

$$\alpha_D = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} = \frac{0,96578}{0,23751} = 4,0663$$

α_B = relatif volatilitas bottom

$$\alpha_B = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} = \frac{3,68363}{0,99476} = 3,7030$$

maka :

$$N_m = \frac{\text{Log} [0,987368/0,000006] \times [0,9981/0,0019]}{\text{Log} 3,8804}$$

$$= 13,5 \text{ plate}$$

2. Menentukan jumlah pelat teoritis

Digunakan metode Gilliland (pers. Hal 242 Van Winkle)

$$\frac{L/D - (L/D)_m}{L/D + 1} \text{ dan } \frac{N - N_m}{N + 1}$$

dimana :

L/D = refluks operasi

$(L/D)_m$ = refluks minimum

N = jumlah plate teoritis

N_m = jumlah plate minimum

Dari perhitungan neraca panas distilasi diketahui :

$$R_m = (L/D)_m = 0,3368$$

$$R_{op} = (L/D) = 0,4378$$

Maka :

$$\frac{L/D - (L/D)_m}{L/D + 1} = \frac{0,4378 - 0,3368}{0,4378 + 1} = 0,070$$

dari fig. 5.18 Van Winkle hal. 243 diperoleh korelasi Gilliland

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,20$$

$$N - N_m = 0,20 N + 0,20$$

$$N - 0,20 N = 0,20 + N_m \text{ dimana } N_m = 13,5$$

$$0,8 N = 0,20 + 13,5$$

$$N = \frac{13,7}{0,80} = 17,125 \text{ plate}$$

3. Menentukan jumlah plat aktual

Viskositas rata-rata umpan masuk kolom pada suhu 100,2433 °C adalah :

Komponen	x_F ; fraksi berat	μ ; c_p	μ_F ; $x_F \cdot \mu$
C_3H_4O	0,0319	0,20	0,0065
H_2O	0,8036	0,26	0,2089
$C_3H_4O_2$	0,1644	0,45	0,0739
			0,2893

$$\begin{aligned} \alpha_{av} \cdot \mu_F &= 3,8804 \times 0,2893 \\ &= 1,1227 \end{aligned}$$

maka $\alpha_{av} = 1,227$ dari fig. 16-9 Peters edisi 4 hal. 664 didapat efisiensi kolom keseluruhan $\epsilon_o = 50 \%$.

Maka :

$$\begin{aligned} N_{\text{aktual}} &= \frac{N_{\text{teoritis}}}{\epsilon_o} + 1 \\ &= \frac{17,125}{0,5} + 1 = 35,25 \end{aligned}$$

jumlah plat aktual = 36 buah.

4. Menentukan pelat umpan

Digunakan metode Kirkbride (van Winkle hal. 311)

$$\text{Log } \frac{m}{p} = 0,206 \log \left[\frac{(x_{HK})_F}{(x_{LK})_F} \cdot \frac{B}{D} \left(\frac{(x_{LK})_B}{(x_{HK})_D} \right)^2 \right]$$

Dimana dari perhitungan neraca panas dan panas diketahui :

Nilai x_{HK} dan x_{LK} (fraksimol) *light key* dan *heavy key*)

Maka :

$$\text{Log } \frac{m}{p} = 0,206 \log \left[\frac{(0,0481)}{(0,9399)} \left(\frac{35,7390}{706,3562} \right) \left(\frac{0,00195}{0,000006} \right) \right]$$

$$= 0,5020.$$

$$\frac{m}{p} = 3,2, \quad (\text{dimana } m + p = N \text{ aktual})$$

$$m = 3,2 (p) \quad m + p = 36$$

$$m = 3,2 (36 - m)$$

$$42, m = 115,2$$

$$m = 27$$

$$p = 36 - 27 = 9 \text{ pelat}$$

Jadi umpan masuk kolom pada pelat ke 27 dari atas atau pelat ke 9 dari bawah.

5. Menentukan diameter menara

a. Puncak menara

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui komposisi uap keluar puncak kolom : (lihat hitungan neraca panas)

Komponen	Kgmol/jam	x_i fraksi mol	Kg/jam
C_3H_4O	3,904948	0,012626	718,1078
H_2O	305,373350	0,987368	18050,5240
$C_3H_4O_2$	0,001883	0,000006	0,4455
Total	309,280181	1,000000	18769,0773

$$\text{BM rata-rata uap} = \sum x_i \cdot \text{BM}_i$$

$$= (0,012626 \times 56) + (0,987368 \times 18) + (0,000006 \times 72)$$

$$= 16,5049 \text{ lb/lbmol}$$

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

$$= \frac{16,5049 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{492 \text{ }^\circ\text{R}}{671,8047 \text{ }^\circ\text{R}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{14,7 \text{ psi}}$$

$$L = 3526,8955 \text{ kg/jam}$$

Atau $V = 3526,8955 - 2569,4444$
 $= 957,4511 \text{ kg/jam}$

Komposisi aliran liquid keluar dasar menara :

Komponen	m ; kg	x ; fraksi mol
H ₂ O	1,725	0,00049
C ₃ H ₄ O ₂	3525,1705	0,99951
Total	3526,8955	1,00000

Densitas liquid ;

$$\begin{aligned} \rho_L &= \sum x_i \cdot \rho_i \\ &= (0,00049 \times 1) + (0,99951 \times 1,0620) \\ &= 1,0619 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 66,2988 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Komposisi aliran uap yang dibangkitkan *reboiler* (v) :

Komponen	m ; kg	Kgmol	Fraksi mol
H ₂ O	0,4683	0,0260	0,0019
C ₃ H ₄ O ₂	956,9828	13,2914	0,9981
Total	957,4511	13,3174	1,0000

Berat molekul campuran :

$$\begin{aligned} BM &= \sum x_i \cdot BM_i \\ &= (0,001995 \times 18) + (0,99805 \times 72) \\ &= 71,8947 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas uap } \rho_v &= \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0} \\ &= \frac{71,8947 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{492 \text{ }^\circ\text{R}}{746,3137 \text{ }^\circ\text{R}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{14,7 \text{ psi}} \\ &= 0,1320 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan pers. 1 hal. 656 Peters adisi 4 didapat kecepatan *superfisial* uap masuk pada dasar kolom :

$$v_m = K_v \left[\frac{P_L - P_G}{P_G} \right]^{0,5}$$

$$= 0,24 \left[\frac{66,2988 - 0,1320}{0,1320} \right]^{0,5}$$

$$= 5,37 \text{ ft/det}$$

Diambil kecepatan uap masuk v , 70 % kecepatan *superfisial* uap.

Maka $v = 0,70 v_m$

$$= 0,70 \times 5,37 \text{ ft/det}$$

$$= 3,759 \text{ ft/det}$$

Luas penampang aliran uap ; A :

$$A = \frac{m_v \cdot v}{\rho_v \cdot v}$$

Dimana m_v = massa uap masuk

$$= 957,4511 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,5858 \text{ lb/det}$$

maka : $A = \frac{0,5858 \text{ lb/det}}{0,1320 \text{ lb/ft}^3 \times 3,759 \text{ ft/det}}$

$$= 1,1806 \text{ ft}^2$$

diameter pada dasar kolom :

$$D = \left[\frac{4 \cdot A}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$= \left[\frac{4 \times 1,1806}{3,14} \right]^{1/2}$$

$$= 1,23 \text{ ft.}$$

Dari perhitungan diameter pada puncak kolom dan dasar kolom digunakan diameter kolom = 8 ft.

6. Menentukan tinggi kolom

$$\begin{aligned} \text{Tinggi pelat} &= (N \text{ aktual} - 1) \times t_s \\ &= (36 - 1) \times 18 \\ &= 630 \text{ in} \\ &= 52,5 \text{ ft} \end{aligned}$$

diambil ruang kosong di atas dan di bawah menara masing-masing 1,5 ft

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi menara } Z &= \text{tinggi pelat} + 2 (\text{tinggi ruang kosong}) \\ &= 52,5 + 2 (1,5) \\ &= 55,5 \text{ ft.} \end{aligned}$$

7. Menentukan tebal *shell* ; t_s

Digunakan pers. 13-1 Brownell & Young hal. 254 :

$$t_c = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6P} + c$$

- Dimana
- P = tekanan desain ; psi
 - r = jari-jari kolom = $\frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (8 \text{ ft}) = 4 \text{ ft} = 48 \text{ in}$
 - f = tegangan yang diizinkan dari bahan konstruksi ;psi
 - E = efisiensi pengelasan
 - c = faktor koreksi ; 0,125 in

P desain diambil :

$$\begin{aligned} &= 2 \times P \text{ operasi} \\ &= 2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 29,4 \text{ psi} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi yang digunakan *carbon steel SA - 129 grade A.*

Dari tabel 13.1 Brownell & Young didapat $f = 10000$ psi dan digunakan efisiensi pengelasan $E = 85\%$

$$\begin{aligned} \text{Maka : } t_s &= \frac{29,4 \text{ psi} \times 48 \text{ in}}{(10000 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 29,4)} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2914 \text{ in} \end{aligned}$$

diambil tebal *shell* standar = $\frac{1}{4}$ in.

8. Menentukan tebal *head* ; t_h

Direncanakan menggunakan *head* tipe *hemispherical*. Tebal *head* dihitung dengan menggunakan pers. 7.88 Brownell & Young hal. 140.

$$t_h = \frac{P \cdot d}{4fE - 0,4P} + c$$

Kondisi desain tutup (*head*) sama dengan *shell*.

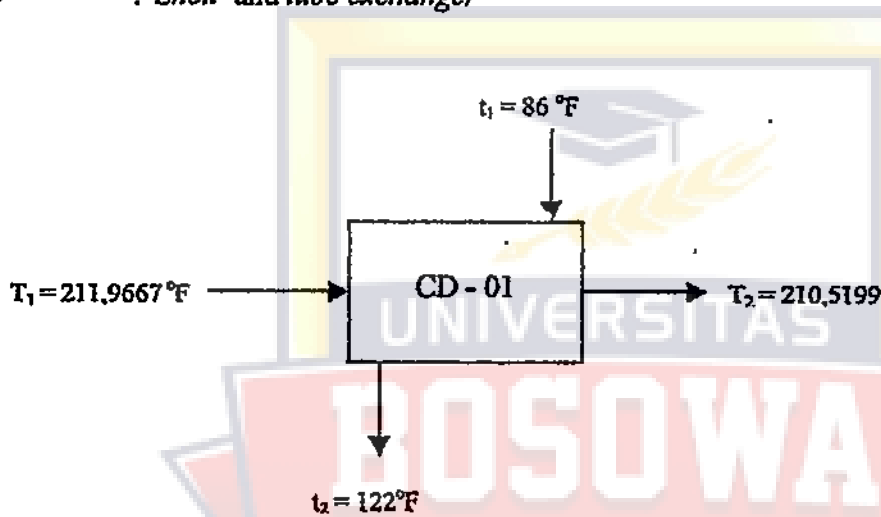
Maka :

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{29,4 \text{ psi} \times 96 \text{ in}}{(4 \times 10000 \text{ psi} \times 0,85) - (0,4 \times 29,4 \text{ psi})} + c \\ &= 0,21 \text{ in} \end{aligned}$$

diambil tebal *head* standar = $\frac{1}{4}$ in

11. Condensor

- Kode alat : CD - 01
 Fungsi : Mengkondensasikan uap keluar puncak kolom distilasi
 Tipe : *Shell and tube exchanger*



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui :

- Rate fluida panas (W) : 13053,5443 kg/jam = 28777,6549 lb/jam
- Rate fluida dingin (w) : 457909,6159 kg/jam = 1009500,917 lb/jam
- Beban panas C-01 (Q) : 9158192,3188 kkal/jam = 3634175,868 Btu/jam

1. LMTD

Fluida panas		Fluida dingin	Selisih
211,9667	Suhu tinggi	122	89,9667
40,5199	Suhu rendah	86	124,5199

$$\text{LMTD} = \frac{34,5532}{\ln (124,5199/89,9667)} = 106,3091^\circ\text{F}$$

2. U_D

Dari tabel 8 Kern hal. 840 harga $U_D = (2 - 50) \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

Trial : $U_D = 40 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{3634175,868 \text{ Btu/jam}}{40 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 106,3091 ^\circ\text{F}} \\
 &= 854,6248 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dirancang menggunakan *tube* dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \frac{3}{4} \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 16 \\
 Q_o &= 0,1963 \\
 \text{ID} &= 0,620 \text{ in} \\
 L &= 12 \text{ ft} \\
 P_T &= 15/16 \text{ in triangular}
 \end{aligned}$$

Jumlah *tube*, (N_t) :

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{a_o \times L} \\
 &= \frac{854,6248 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft}} \\
 &= 362,8055
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati N_t , didapat :

$$\begin{aligned}
 \text{ID shell} &= 21 \frac{1}{4} \\
 N_t &= 361 \\
 n &= 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \\
 &= 361 \times 12 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 850,3716 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t} \\
 &= \frac{3634175,868 \text{ Btu/jam}}{850,3716 \text{ ft}^2 \times 106,3091 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 40,2000 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(trial $U_D \approx 40$; memenuhi)

3. *Tube side* fluida panas

a. Luas aliran ; a_1

$$\begin{aligned}
 a_1 &= \frac{N_1 \times a' t}{144 \times n} \\
 &= \frac{361 \times 0,302}{144 \times 1} \\
 &= 0,7571 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Kapasitas massa ; G_1

$$\begin{aligned}
 G_1 &= \frac{W}{a_1} \\
 &= \frac{28777,654 \text{ lb/jam}}{0,9428 \text{ ft}^2} \\
 &= 30523,6051 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot G_1}{\mu}$$

$$\text{Pada } T_c = (211,9667 + 210,5199)/2 = 211,2433 \text{ }^\circ\text{F}$$

Didapat sifat-sifat fisik campuran fluida panas

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,0319 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\text{Konduktifitas } (k) = 0,0332 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Kapasitas panas } (c) = 0,810 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$N_{\mu} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 30523,6051 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0315 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 50097,4725$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_i :

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

Dari fig. 24 Kern untuk $N_{Re} = 50097,4725$ didapat $JH = 160$

$$h_i = 160 \left(\frac{0,0332}{0,0517} \right) \left(\frac{0,810 \times 0,0315}{0,0332} \right)^{1/3}$$

$$= 94,1138 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

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

$$h_{io} = 94,1138 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 77,8007 \text{ Btu/jam.ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

4. Shell and side fluida dingin

a. Luas aliran ; a_s

$$a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_c}$$

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

$$= 15/16 - 0,75$$

$$= 0,1875 \text{ in}$$

$$B = \frac{\text{ID Shell}}{5}$$

$$= 21,25/5$$

$$= 4,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{21,25 \times 0,1875 \times 4,25}{144 \times 15/16}$$

$$= 0,1254 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_s :

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{1009500,917 \text{ lb/jam}}{0,1254 \text{ ft}^2}$$

$$= 8050246,547 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{D_c \cdot G_s}{\mu}$$

Pada $t_c = (122 + 86)/2 = 104 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat campuran fluida dingin.

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,71 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\text{Konduktifitas panas } (k) = 0,361 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Kapasitas panas } (c) = 1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Dimana } D_o = 0,55 \text{ in} = 0,458 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = \frac{0,458 \text{ ft} \times 8050246,547 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,71 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 519297,5942$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_o :

$$h_o = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)$$

$$h_i = 430 \left(\frac{0,361}{0,0458} \right) \left(\frac{1 \times 0,71}{0,361} \right)^{1/3}$$

$$= 4246,4617 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{77,8007 \times 4246,4617}{77,8007 + 4246,4617}$$

$$= 76,4009 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

6. Faktor pengotoran ; R_d :

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= \frac{76,4009 - 40,2000}{76,4009 \times 40,2000}$$

$$= 0,0038 \text{ jam.ft}^2 / \text{Btu}$$

R_d desain $>$ R_d minimum = 0,0030, maka desain layak digunakan.

7. Pressure drop

a. Tube side

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \left(\frac{F \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} D \cdot S \cdot \phi_t} \right)$$

Dari fig. 26 Kern untuk $N_{Re} = 50097,4725$ didapat faktor friksif = 0,00017

$$\Delta P_1 = \frac{1}{2} \left[\frac{0,00017 \times 30523,6051^2 \times 12 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0517 \times 0,0271 \times 1} \right]$$

$$= 0,5 \text{ psi}$$

ΔP_1 dihitung $<$ ΔP_1 maksimum = 2 psi maka desain layak digunakan.

b. *Shell side*

Preheating

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

Dari fig. 29 Kern untuk $N_{Re} = 519297,5942$ didapat faktor friksi; $f = 0,00083$.

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

$$= 12 (12/4,25)$$

$$= 33,88 \text{ ft}$$

$$D_s = 21,25/12$$

$$= 1,7708$$

$$s = 0,0160$$

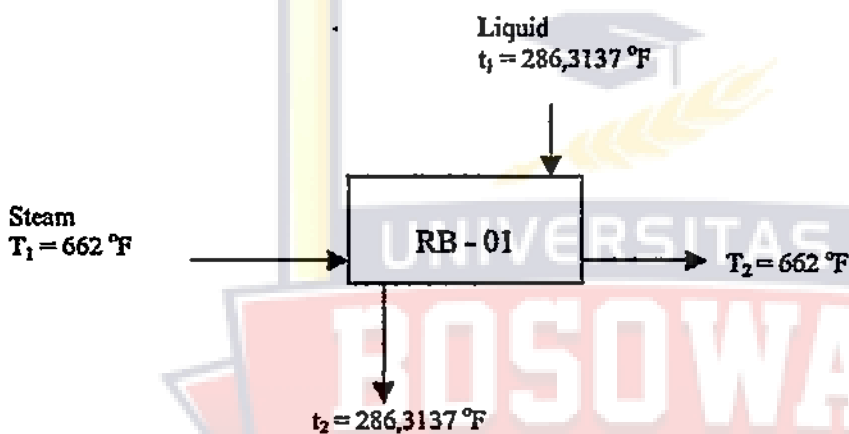
$$\Delta P_s = \frac{0,00083 \times 8050246,547^2 \times 1,7708 \times 33,88}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0458 \times 0,0160 \times 1,0}$$

$$= 6,5135 \text{ psi}$$

ΔP_s hitung $<$ ΔP_s maksimum = 10 psi maka condensor layak digunakan.

12. Reboiler

- Kode alat : RB - 01
- Fungsi : Menguapkan sebagian cairan produk bottom distilasi D - 01 sebagai pemanas dalam kolom.
- Tipe : *Shell and tube exchanger*



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui :

- Rate fluida panas (W) : 43001,7197 kg/jam = 94800,9694 lb/jam
- Rate fluida dingin (w) : 2569,4444 kg/jam = 5664,5599 lb/jam
- Beban panas RB-01 (Q) : 9207764,7232 kkal/jam = 3653874,9 Btu/jam

1. LMTD

Fluida panas		Fluida dingin	Selisih
662	Suhu tinggi	286,3137	375,6863
662	Suhu rendah	286,3137	375,6863

$$LMTD = \Delta T = 375,6863 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. U_D

Dari tabel 8 Kern hal. 840 harga $U_D = (200 - 700) \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$

Trial : $U_D = 650 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$

Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{36538748 \text{ Btu/jam}}{650 \times 375,6863 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 149,6287 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dirancang menggunakan *tube* dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \frac{3}{4} \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 16 \\
 \text{ID} &= 0,620 \text{ in} \\
 L &= 8 \text{ ft} \\
 P_T &= 15/16 \text{ in triangular} \\
 a_o &= 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 a't &= 0,302 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Jumlah *tube*, (N_t) :

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{a_o \times L} \\
 &= \frac{149,6287 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} \\
 &= 95,28 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati N_t , didapat :

$$\begin{aligned}
 \text{ID shell} &= 13 \frac{1}{4} \\
 N_t &= 96 \\
 n &= 4
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoraksi} &= N_t \times L \times a_o \\
 &= 96 \times 8 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 149,6277 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t} \\
 &= \frac{36538748,9 \text{ Btu/jam}}{149,6277 \text{ ft}^2 \times 375,6863 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 650,0044 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(trial $U_D \approx 650$; memenuhi)

3. Tube side fluida panas

a. Luas aliran ; a_t

$$\begin{aligned}
 a_t &= \frac{N_t \times a^2 t}{144 \times n} \\
 &= \frac{96 \times 0,302 \text{ in}^2}{144 \times 4} \\
 &= 0,0503 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Kapasitas massa ; G_1

$$\begin{aligned}
 G_1 &= \frac{W}{a_t} \\
 &= \frac{5664,5599 \text{ lb/jam}}{0,0503 \text{ ft}^2} \\
 &= 112615,505 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{D.G_1}{\mu}$$

Pada $t_c = 286,3137 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat fisik campuran fluida dingin (fluida).

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,847 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\text{Konduktifitas } (k) = 0,073 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Kapasitas panas (c)} = 0,96 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$N_{Re} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 112615,505 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,847 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 68731,93$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_i :

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 325 \left(\frac{0,073}{0,0517} \right) \left(\frac{0,96 \times 0,847}{0,073} \right)^{1/3}$$

$$= 1424,8483 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

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

$$h_{io} = 1424,8483 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 1177,8746 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

4. *Shell and side* fluida panas

a. Luas aliran ; a_s

$$a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_1}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana : } C' &= P_T - OD \\ &= 15/16 - 0,75 \\ &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$B = \frac{ID \text{ Shell}}{5}$$

$$= 13,25/5$$

$$= 2,65 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{13,25 \times 0,1875 \times 2,65}{144 \times 15/16}$$

$$= 0,0487 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_s :

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{94800,9694 \text{ lb/jam}}{0,0487 \text{ ft}^2}$$

$$= 19466131,815 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{D_c \cdot G_s}{\mu}$$

Pada $T_c = 662 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat viskositas steam $\mu = 0,0557 \text{ lb/jam.ft}$

Dimana $D_c = 0,55 \text{ in} = 0,458 \text{ ft}$

$$N_{Re} = \frac{0,458 \text{ ft} \times 1946631,815 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0557 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 160064,6$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_o :

Untuk steam terkondensasi $h_o = 1500 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$ (Kern hal. 164)

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{1177,8746 \times 1500}{1177,8746 + 1500}$$

$$= 669,7814 \text{ Btu/jam.ft.}^{\circ}\text{F}$$

6. Faktor pengotoran ; R_d :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= \frac{669,7814 - 650,0044}{669,7814 \times 650,0044} \\ &= 0,0042 \text{ jam.ft}^2/\text{Btu} \end{aligned}$$

R_d desain $>$ R_d minimum = 0,0030, maka desain layak digunakan.

7. *Pressure drop*

a. *Tube side*

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \left(\frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot S \cdot \phi_t} \right)$$

Dari fig. 26 Kern untuk $N_{Re} = 68731,93$ didapat faktor friksi $f = 0,00017$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{1}{2} \left(\frac{0,00017 \times 112615,505^2 \times 8 \times 4}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0517 \times 0,0351 \times 1} \right) \\ &= 0,56 \text{ psi} \end{aligned}$$

ΔP_t dihitung $<$ ΔP_t maksimum = 2 psi maka desain reboiler layak digunakan.

b. *Shell side*

Preheating

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

Dari fig. 29 Kern untuk $N_{Re} = 160064,6$ didapat faktor friksi; $f = 0,00081$.

$$\begin{aligned}
 (N+1) &= 12 \text{ (L/B)} \\
 &= 12 \text{ (8/2,65)} \\
 &= 36,2264 \text{ ft} \\
 D_s &= 13,25/12 \\
 &= 1,1041 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Volumetrik spesifik steam pada $662^\circ\text{F} = 0,0278 \text{ ft}^3/\text{lb}$

Maka spesifik gravity steam (s) :

$$\begin{aligned}
 s &= \frac{1}{0,0278 \text{ ft}^3/\text{lb} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,5762
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_s &= \frac{0,00081 \times 1946631,815^2 \times 36,2264}{5,22 \times 10^{10} \times 1,1041 \times 0,5762 \times 1} \\
 &= 1,3 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

ΔP_s hitung $<$ ΔP_s maksimum = 2 psi maka desain reboiler layak digunakan.

13. Accumulator

Kode alat : AC - 01

Fungsi : menampung sementara produk keluar dari *kondensor*.

Tipe : *silinder* horizontal dengan tutup *elipsoidal*.

Kondisi operasi tangki ;

Tekanan : 1 atm = 14,7 psi

Suhu : $99,1792^\circ\text{C}$

Waktu tinggal : 2 jam

Dari perhitungan neraca panas dapat diketabui komposisi liquid masuk *accumulator* :

Komponen	m ; kg	x ; fraksi berat	ρ ; densitas	x . ρ
C ₃ H ₄ O	718,1078	0,03826	0,8410	0,03228
H ₂ O	18050,5240	0,96172	1	0,96172
C ₃ H ₄ O ₂	0,4455	0,00002	1,062	0,00002
Total	18769,0773	1,00000		0,99392

Laju alir massa liquid m = 18769,0773 kg/jam = 41341,5800 lb/jam

Densitas campuran ρ = 0,99392 gr/cm³ = 62,0504 lb/ft³

1. Volume *accumulator* ; V

$$V = \frac{41341,5800 \text{ lb/jam} \times 2 \text{ jam}}{62,0504 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1332,5156 \text{ ft}^3$$

Dirancang 80 % volume *accumulator* berisi liquid .

Maka :

$$V = \frac{1332,5156 \text{ ft}^3}{0,80}$$

$$= 1665,6451 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi *accumulator*

Dari Ulrich, untuk tekanan operasi 0 – 20 bar, diambil perbandingan panjang dan diameter silinder horizontal $L/D = 3$

Volume *accumulator* = volume silinder + 2 volume head

$$\text{Dimana ; Volume silinder } V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 L$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 (3 D)$$

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

Volume head ; $V_h = 1/24 \pi D^3$ (untuk rasio tinggi tutup b dan jari-jari silinder 2 : 1 ; Brownell & Young hal. 80)

maka :

$$V = V_s + 2 \cdot V_h$$

$$= \frac{3}{4} \pi D^3 + 2 (1/24 \pi D^3)$$

$$= 10/12 \pi D^3$$

$$\text{Diameter silinder } D = \left[\frac{12 \cdot V}{10 \cdot \pi} \right]^{1/3}$$

$$= \left[\frac{12 \times 1665,6451}{10 \times 3,14} \right]^{1/3}$$

$$= 8,6 \text{ ft}$$

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

$$\text{Panjang silinder } L = 3 D$$

$$= 3 \times 8,6$$

$$= 25,8 \text{ ft} = 7,8 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup } b = \frac{1}{2} a \quad (a = \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (8,6) = 4,3 \text{ ft})$$

$$= \frac{1}{2} (4,3 \text{ ft})$$

$$= 2,15 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang total accumulator } L = 25,8 + 2 (2,15)$$

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

$$= 9,2 \text{ m}$$

3. Tebal shell ; t_s

Dihitung dengan menggunakan pers. 3.16 Brownell & Young hal. 45

$$t_s = \frac{P \cdot d}{2 f \cdot E} + c$$

Dimana P = tekanan desain ; psi

d = diameter tangki ; in (8,6 x 12 = 103,2 in).

f = tegangan yang diizinkan dari bahan konstruksi;psi

E = efesiensi pengelasan = 85 %

d = faktor koreksi; in

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

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \cdot g / g_c \cdot h \quad (h = \text{tinggi liquid dalam tangki})$$

$$\text{Dimana } h = 0,8 D$$

$$= 0,8 \times 8,6 \text{ ft}$$

$$= 6,88 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrostatik} = 62,0504 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,2 \text{ ft/det}}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb/bf} \cdot \text{det}^2} \times 6,88 \text{ ft}$$

$$= 427,252 \text{ lb/ft}^2 = 2,967 \text{ psi}$$

maka :

$$P \text{ desain} = 14,7 + 2,967$$

$$= 17,2967 \text{ psi}$$

Dipilih bahan konstruksi *carbon steel SA-129 grade A* dengan $f = 10000 \text{ psi}$ (tabel 13.1 Brownell & Young) dan faktor korosi $c = 0,125$.

Sehingga :

$$t_s = \frac{17,667 \times 103,2 \text{ in}}{(2 \times 10000 \text{ psi} \times 0,85)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,23 \text{ in}$$

digunakan tebal plat *shell* standar = $\frac{1}{4}$ in.

4. Tebal *head* ; t_h

Dihitung dengan menggunakan pers. 7-57 hal. 133 Brownell & Young untuk *head* tipe *ellipsoidal*

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

dimana P = tekanan desain ; psi

d = diameter tangki ; in

f = tegangan yang diizinkan dari bahan konstruksi

E = efisiensi pengelasan

c = faktor koreksi

v = faktor intensifikasi tegangan

$$v = 1/6 (2 + k^2) \text{ (pers. 7-56 hal. 133 Brownell \& Young).}$$

$$\text{Dimana ; } k = \frac{a}{b} = \frac{4,3}{2,15} = 2$$

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

Bahan konstruksi *head* sama dengan *shell*.

Maka :

$$t_h = \frac{17,667 \text{ psi} \times 103,2 \text{ in} \times 1}{(2 \times 10000 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 17,667 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,232 \text{ in}$$

digunakan tebal plat *head* standar = $\frac{1}{4}$ in

14. Tangki Produk *Acrylic Acid*

Kode alat : T-04

Fungsi : Menampung sementara produk asam propanoat (*acrylic acid*) sebelum dipasarkan.

Kondisi penyimpanan operasi penyimpanan produk :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Lama penyimpanan : 1 bulan = 720 jam

1. Volume tangki ; V_t

Komposisi produk masuk tangki penampung sebagai berikut :

Komponen	Kg/jam	x ; fraksi mol	ρ ; gr/cm^3	x . ρ
H ₂ O	1,2567	0,00049	1	0,0005
C ₃ H ₄ O ₂	2568,1877	0,99951	1,5	1,0615
Total	2569,4444	1,00000		1,0620

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= 0,375 \pi D^3 + 0,000049 (D/12)^3 \\ &= 1,1775 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki } D &= \left[\frac{V}{1,1775} \right]^{1/3} \\ &= \left[\frac{22763,2356}{1,1775} \right]^{1/3} \\ &= 26,8285 \text{ ft} = 8,2 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi silinder } H &= 1,5 D \\ &= 1,5 \times 8,2 \\ &= 12,3 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Tebal shell

Tebal shell dapat dihitung dengan menggunakan pers. 13 - 1 Brownell & Young hal. 254

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P}$$

Dimana t_s = tebal shell ; in

P = tekanan desain ; psi

r = jari-jari tangki ; in ($26,8384/2 = 13,4192 \text{ ft} = 161,0298 \text{ in}$)

E = efisiensi pengelasan

f = tegangan yang diizinkan dari bahan konstruksi ; psi

c = faktor koreksi = 0,125 in

P desain = P operasi + P hidrostatik

P hidrostatik = $\rho \cdot g/g_c \cdot h$ (h = tinggi cairan)

$$\text{Dimana } h = \frac{4 \cdot V_1}{\pi \cdot D^2}$$

$$V_1 = \text{volume cairan tertampung untuk 1 buah tangki} \\ = 61461,3200/3 = 20487,1068 \text{ ft}^3$$

$$D = \text{diameter tangki} \\ = 26,8384 \text{ ft.}$$

$$\text{Maka ; } h = \frac{4 \times 20487,1068}{3,14 \times 26,8384^2}$$

$$= 36,2321 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrostatik} = 66,3007 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,2 \text{ ft/det}}{32,174 \text{ ft} - \text{lb/lbf} \cdot \text{det}^2} \times 36,2321 \text{ ft}$$

$$= 2404,1319 \text{ lb/ft}^2 = 16,6953 \text{ psi}$$

maka :

$$P \text{ desain} = 14,7 + 16,6953 \\ = 31,395^3 \text{ psi}$$

Bahan konstruksi yang digunakan carbon steel SA - 282 grade C dengan nilai $f = 12650$ psi (tabel 13-1 Brownell & Young) dan efisiensi pengelasan diambil tipe *double-welded butt joint* $E = 80\%$ (tabel 13.2 Brownell & Young).

Sehingga :

$$t_s = \frac{31,3953 \text{ psi} \times 161,0298 \text{ in}}{(12650 \text{ psi} \times 0,80) - (0,6 \times 31,3953)} + 0,125 \text{ in} \\ = 0,6254 \text{ in}$$

digunakan tebal shell standar $\frac{3}{4}$ in = 0,01905 m

4. Tebal head; t_h

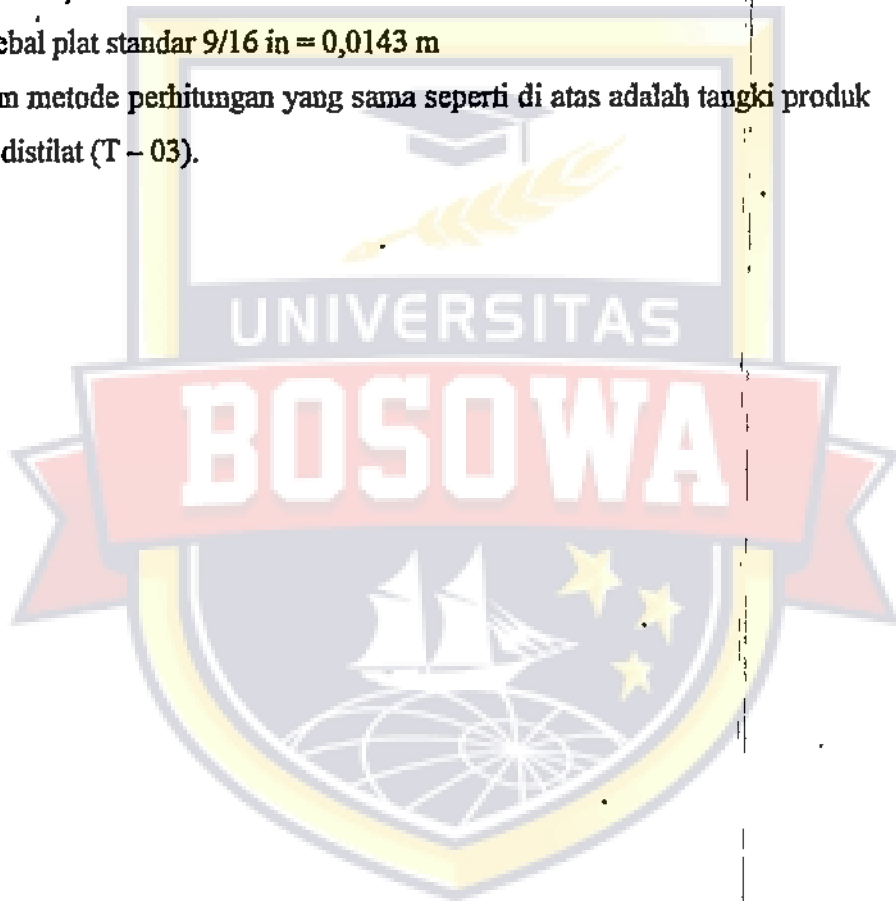
Tebal *head* dihitung dengan menggunakan pers. 13-12 Brownell & Young hal. 258 untuk *head* tipe *dished*.

Maka :

$$t_p = \frac{31,3953 \text{ psi} \times 322,060 \text{ in}}{2 \times 12650 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,524 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat standar $9/16 \text{ in} = 0,0143 \text{ m}$

Menggunakan metode perhitungan yang sama seperti di atas adalah tangki produk *liquid waste* distilat (T - 03).



$$t_h = \frac{0,885 P \cdot d \cdot v}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

Dimana P = tekanan desain ; psi

r_c = crown radius ; in.

f = tegangan yang diizinkan dari bahan konstruksi ; psi

E = efisiensi pengelasan

c = faktor koreksi.

$$\begin{aligned} R_c = OD &= ID_{shell} + 2(t_s) \\ &= (26,8384 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft}) + (2 \times 0,75 \text{ in}) \\ &= 323,5608 \text{ in} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi untuk head sama dengan shell.

Maka :

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 \times 31,3953^3 \times 323,5608}{(12650 \times 0,80) - (0,1 \times 31,3953)} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,835 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal head standar 1 in = 0,0254

5. Tebal tutup bawah (plat datar)

Tebal tutup bawah berupa plat datar dihitung dengan menggunakan pers 3-14 Brownell & Young.

$$T_p = \frac{P \cdot d}{2f} + c$$

Dimana P = tekanan desain ; psi

d = diameter tangki = 26,8384 ft = 322,060 in

f = tegangan yang diizinkan bahan konstruksi ; psi

Bahan konstruksi untuk plat tutup bawah sama dengan shell.

Lampiran D

Perhitungan Analisa Ekonomi



LAMPIRAN D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Pabrik asam propanoat direncanakan akan didirikan pada tahun 2005 perkiraan harga alat berdasarkan harga alat pada tahun 1990 (Plant Design and Economics Chemical Engineering, Peter and Timmerhaus, 1991).

D.1 PERHITUNGAN HARGA ALAT.

Penentuan harga alat pada tahun 2005, dihitung berdasarkan indeks marshall dan Swift dengan persamaan sebagai berikut :

$$\left(\frac{N_x}{N_y} \right) E_x = E_y$$

Dimana :

- Ex = harga alat pada tahun 2005
- Ey = harga alat pada tahun 1990
- Nx = indeks pada tahun 2005
- Ny = indeks harga pada tahun 1990

1. Penentuan Indeks

Dari tabel 3 Peters hal. 163 diperoleh indeks harga mulai dari tahun 1975 sampai tahun 1990.

Tabel D.1.1 Indeks harga alat pada tahun sebelum evaluasi.

A	Tahun	Indeks Harga
1	1975	444
2	1976	472
3	1977	505
4	1978	545
5	1979	599
6	1980	560
7	1981	721
8	1982	746

9	1983	761
10	1984	780
11	1985	790
12	1986	798
13	1987	814
14	1988	852
15	1989	895
16	1990	904
17	2005	

Marshall and swift Installed -equipment, all Industry.

Untuk mengetahui berapa besarnya indeks tahun 2005, dilakukan estimasi dengan menggunakan perhitungan "Last Square" atau persamaan garis lurus, $y = a + bx$. Dengan mengasumsikan bahwa data-data indeks pada tahun yang sudah lewat mengalami kenaikan rata-rata setiap tahunnya, sehingga dapat diproduksi indeks untuk tahun 2005 sebesar 1406. Dengan data-data yang menunjukkan garis lurus (kenaikan indeks normal).

Data Regresi

Tahun	Indeks
1975	463
1976	495
1977	526
1978	558
1979	589
1980	621
1981	652
1982	683
1983	715
1984	746
1985	778
1986	809
1987	841
1988	872
1989	903
1990	935
2005	1,406

2. Perhitungan Harga Alat Proses

Tabel D.1.2 Harga Reaktan Proses

No	Nama Alat	Kode	Harga/Unit US \$	Jumlah	Total harga US \$
1.	Tangki Propilen	T-01	41,088	5	205,440
2.	Expander	E-01	35,625	1	35,625
3.	Blower Udara	G-01	68,652	2	137,304
4.	Filter Udara	F-01	9,750	1	9,750
5.	Pompa Propilen	P-01	2,950	2	5,900
6.	Vaporizer	V-01	35,645	1	35,645
7.	Heater I	H-01	27,585	1	27,585
8.	Reaktor I	R-01	145,015	1	145,015
9.	Heat Exchanger I	HE-01	17,852	1	17,852
10.	Cooler I	C-01	12,500	1	12,500
11.	Reaktor II	R-02	136,440	1	136,440
12.	Heat Exchanger II	HE-02	13,250	1	13,250
13.	Absorber	AB-01	55,635	1	55,635
14.	Tangki Feed Distilasi	T-02	27,500	1	27,500
15.	Pompa Feed Distilasi	P-02	1,950	2	3,900
16.	Heater II	H-02	15,625	1	15,625
17.	Distilasi	D-01	78,523	1	78,523
18.	Condensor	CD-01	17,856	1	17,856
19.	Reboiler	RB-01	21,053	1	21,053
20.	Accumulator	AC-01	13,500	1	13,500
21.	Pompa Refluks	P-03	1,857	2	3,714
22.	Pompa Bottom	P-04	3,250	2	6,500
23.	Cooler II	C-02	15,645	1	15,645
24.	Tangki Asam Propanoat	T-03	57,565	3	172,695
25.	Tangki Waste Distilat	T-04	45,650	1	45,650
					1,260,102

Total harga peralatan proses pada tahun 1990 = \$ 1.250.102,-

Diperkirakan biaya impor, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai di lokasi 25 % dari harga alat.

Jadi harga alat proses = 1,25 % x \$ 1.250.102

= \$ 1.575.127,-

3. Perhitungan Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode	Harga / Unit	Jumlah	Total Harga \$
1.	Pompa air sungai	P-01	7,580	2	15,160
2.	Reservoir	T-01	50,000	1	50,000
3.	Pompa clarifier	P-01	2,285	2	4,570
4.	Clarifier	T-02	22,321	1	22,321
5.	Sand filter	T-03	50,500	1	50,223
6.	Kation exchanger	HE-01	17,585	1	17,585
7.	Anion exchanger	AE-01	17,585	1	10,500
8.	Tangki air boiler	T-04	10,500	1	11,250
9.	Cooling tower	CT-01	11,250	1	3,000
10.	Pompa ion exchanger	P-03	1,500	2	3,000
11.	Pompa air pendingin	P-04	1,500	2	3,000
12.	Pompa air lunak	P-05	1,500	2	3,000
13.	Pompa air boiler	P-06	1,750	2	3,500
14.	Pompa air proses	P-07	1,550	2	3,100
15.	Pompa air sanitasi	P-08	1,550	2	3,100
16.	Pompa distribusi	P-09	1,250	2	2,500
17.	Pompa cooling tower	P-10	1,785	2	3,570
18.	Generator	G-01	53,125	1	53,125
19.	Boiler	B-01	72,625	1	72,625
20.	Tangki BB. Generator	TBG-01	12,500	1	12,500
21.	Tangki BB. Boiler	TBB-01	35,425	1	35,425
TOTAL					397,639

Total harga peralatan utilitas pada tahun 1990 : \$ 397.639,-

Diperkirakan biaya import, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai ke lokasi pabrik 25 % dari harga alat.

$$\begin{aligned} \text{Harga Alat utilitas} &= 1,25 \% \times 4 \text{ 397.639,-} \\ &= \$ 497,049 \end{aligned}$$

No.	Nama alat	Kode	Harga / unit (Rp)	Jumlah (Unit)	Harga Total (Rp)
1.	Bak air bersih	B-01	4,000,000	1	4,000,000
2.	Bak air pendingin	B-02	3,500,000	1	3,500,000
3.	Bak air sanitasi	B-03	3,000,000	1	3,000,000
4.	Bak air lunak	B-04	3,500,000	1	3,500,000
Jumlah					14,000,000

$$\begin{aligned}
 \text{Harga peralatan (PEC)} &= \text{harga alat proses} + \text{harga alat utilitas} \\
 &= \$ 1.575.127 + \$ 497.049 \\
 &= \$ 2.072.176
 \end{aligned}$$

Apabila Kern \$ 1 = Rp. 10.000,-

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga peralatan (PEC)} &= \$ 2.072.176 \times \text{Rp. } 10.000,- \\
 &= \text{Rp. } 20.721.760.000,-
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga alat tahun 1990} &= \text{Rp. } 20.721.760 + \text{Rp. } 14.000.000,- \\
 &= \text{Rp. } 20.735.760.000,-
 \end{aligned}$$

Sehingga total harga alat tahun 2005 =

$$\begin{aligned}
 \text{PEC}_{2005} &= \text{PEC}_{1990} \times \left\{ \frac{\text{Indeks 2005}}{\text{Indeks 1990}} \right\} \\
 &= \text{Rp. } 20.735.760.000,- \times \left\{ \frac{1406}{904} \right\} \\
 &= \text{Rp. } 33.168.820.000,-
 \end{aligned}$$

D.2 PERKIRAAN MODAL INVESTASI (TCI)

Modal investasi dihitung berdasarkan harga peralatan dan disesuaikan dengan tabel 17, Peters, halaman 183 untuk proses cair.

1. Modal tetap (Fixed Capital Investment)

Terdiri dari :

a. Biaya langsung (Direct Cost)

1. Harga alat (E)	100 %	Rp. 33,168,820,000
2. Instalasi	47 %(E)	Rp. 15,589,345,400
3. Pemipaan	66 %(E)	Rp. 21,891,421,200
4. Instrumentasi	18 %(E)	Rp. 5,970,387,600
5. Listrik	11 %(E)	Rp. 3,648,570,200
6. Bangunan	18 %(E)	Rp. 5,970,387,600

7. Tanah dan Perluasan	6 % (E) Rp.	1,990,129,200
8. Halaman	10 % (E) Rp.	3,316,882,000
9. Fasilitas Pelayanan	70 % (E) Rp.	<u>23,218,174,000</u>
Total biaya langsung		Rp. 114,764,117,200

b. Biaya tak langsung (Indirect Cost)

1. Engineer dan Supervisi	33 % (E) Rp.	37,872,158,676
2. Konstruksi	41 % (E) Rp.	<u>13,599,216,200</u>

Total biaya langsung Rp. 51,471,374,876

Biaya (DC) + tak langsung (IDC) (*) Rp. 166,235,492,076

c. Kontraktor	21 % (*) Rp.	34,909,453,336
d. Biaya tak terduga	43 % (*) Rp.	71,481,261,593

Total modal tetap (FCT) = a + b + c + d
= Rp. 272,626,207,005

2. Modal kerja (Working Capital Investment)

WCI = 20 % FCI
= 20 % x Rp. 272.626.207.005 = Rp. 54.525.241.401

Sehingga Total Investasi (TCI) = FCI + WCI
= FCI + 20 % FCI
= Rp. 272.626.207.005 + 54.525.241.401

Total Capital Investment (TCI) = Rp. 327.151.448.406.

Investasi yang direncanakan diperoleh dari :

40 % modal sendiri dan 60 % modal pinjaman

maka :

- Modal sendiri = 40 % x TCI
= 40 % x Rp. 327.151.448.406
= Rp. 130.860.579.362

Adapun rencana penggunaan modal sendiri adalah pada masa konstruksi selama 2 tahun. Dengan akumulasi sebagai berikut :

Tabel D.2.1 Akumulasi Modal sendiri.

Tahun Ke-	Persen	Modal sendiri (Rp)	Total modal sendiri (Rp.)
-1	50	65,430,289,681	65,430,289,681
0	50	65,430,289,681	65,430,289,681
		Total	130,860,579,362

$$\begin{aligned}
 \text{- Modal Pinjaman} &= 60 \% \times \text{TCI} \\
 &= 60 \% \times \text{Rp. } 327.151.448.406 \\
 &= \text{Rp. } 196.290.869.043
 \end{aligned}$$

Adapun rencana modal pinjaman diambil di Bank dengan bunga pinjam sebesar 18 %. Dengan akumulasi sebagai berikut :

Tabel D.2.2 Akumulasi Modal Pinjaman

Tahun ke-	Persen	Modal pinjaman (Rp.)	Bunga pinjaman (Rp.)	Total pinjaman (Rp.)
-1	50	98,145,434,522		98,145,434,522
0	50	98,145,434,522	35,332,356,428	133,477,790,949
			59,358,358,799	59,358,358,799
				290,981,584,270

Jika dilihat selama masa konstruksi (2) tahun, total investasi mengalami kenaikan, karena adanya bunga pinjaman.

Oleh karena itu investasi yang dibutuhkan oleh pabrik Asam Propanoat untuk didirikan (waktu 2 tahun).

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{Modal sendiri} + \{ \text{Modal Pinjaman} + \text{Bunga Pinjaman} \} \\
 &= \text{Rp. } 130.860.579.362 + \{ \text{Rp. } 290.981.581.584.270 \} \\
 &= \text{Rp. } 421.842.163.632,-
 \end{aligned}$$

D.3 PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI (TPC)

a. Biaya bahan baku

Larutan propilen (C ₃ H ₆)	=	2,151.90 kg/jam
Harga per kg	= Rp	4,000 /kg
Harga pertahun	= Rp	61,974,783,360

Kebutuhan katalis Bi-Mo-O	= Rp	12,545 kg/hari
Harga per kg	= Rp	15,000
Harga per tahun	= Rp	56,452,500,000
Total Kebutuhan bahan baku	= Rp	118,427,283,360

b. Biaya Utilitas

Bahan bakar poiler	= Rp	1325 liter/jam
Harga per liter	= Rp	1,250
Harga per tahun	= Rp	11,925,000,000
Kaporit	=	0,05 kg/jam
Harga per kg	= Rp	4,500
Harga per tahun	= Rp	1,620,000
Larutan HCL 36 %	=	1.1328 liter/hari
Harga per kg	= Rp	2,500
Harga per tahun	= Rp	849,600
Larutan NaOH 40 %	=	368 liter/hari
Harga per kg	= Rp	1,000
Harga per tahun	= Rp	110,400,000
Koagulan	=	1.133 liter/hari
Harga per kg	= Rp	7,50
Harga per tahun	= Rp	6,118,200
Listrik	=	254 kwh
Harga per kg	= Rp	325
Harga per tahun	= Rp	593,190,000
Total Biaya Utilitas	= Rp	12,637,177,800

c. Penjualan Produk

Kapasitas Asam Propanoat	=	18,500 ton/tahun
	=	18,500,000 kg/tahun
Harga jual	= Rp	22,750 /kg
Hasil penjualan	= Rp	420,875,000,000

d. Gaji Karyawan

Tabel D.3.1. Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan Rp.	Total Rp.
1.	Direktur utama	1	8,000,000	8,000,000
2.	Direktur bidang	2	7,000,000	14,000,000
3.	Kepala bagian	4	5,500,000	22,000,000
4.	Kepala seksi	13	4,250,000	55,250,000
5.	Sekretaris	2	1,000,000	2,000,000
6.	Staff ahli	1	5,750,000	5,750,000
7.	Karyawan shift	73	750,000	54,750,000
8.	Karyawan nonshift	30	600,000	18,000,000
9.	Dokter	1	2,000,000	2,000,000
10.	Perawat	2	600,000	1,200,000
11.	Keamanan	12	350,000	4,200,000
12.	Pesuruh & Sopir	9	275,000	2,475,000
	Total	150	36,075,000	189,625,000

Gaji karyawan = Rp 189,625,000

Gaji karyawan selama 1 tahun = Rp 189,625,000 x 12

= Rp 2,275,500,000

Untuk menghitung Biaya Produksi (TPC)

$$TPC = MC + GE$$

A. Manufacturing Cost (MC)

Dapat menggunakan tabel 26, Peters and Timmerhaus, adalah sebagai berikut :

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

1. Bahan baku	Rp 118,427,283,360
2. Gaji karyawan	Rp 2,275,500,000
3. Utilitas	Rp 12,637,177,800
4. Perawatan & Pemeliharaan (5% FCI)	Rp 13,631,310,350
5. Laboratorium (10 % Gaji karyawan)	Rp 227,550,000
6. Operating supplies (0,5 % FCI)	Rp 1,363,131,035
7. Patent and royalty (2 % TPC)	0,02 TPC
8. Supervisory (15 % Gaji karyawan)	<u>Rp 341,325,000</u>

Total Direct Production Cost (DPC) Rp 148,903,277,545 + 0.02 TPC

b. Biaya Produksi Tetap (Fixed Charges)/FC

1. Depresiasi (10 % FCI)	Rp 27,262,620,700
2. Pajak kekayaan (3 % FCI)	Rp 8,178,786,210
3. Asuransi (1 % FCI)	<u>Rp 2,726,262,070</u>
Total FC	Rp 38,167,668,981

c. Biaya Overhead (15 % TPC) (POC) 0.15 TPC

Sehingga total MC = DPC + FC + POC

= Rp. 187.070.946.526 + 0,17 TPC

B. General Expenses (Biaya Umum)

1. Administrasi (5 % TPC)	0,05 TPC
2. Distribusi penjualan (10 % TPC)	0,10 TPC
3. R & D (5 % TPC)	0,05 TPC
4. Financing (5 % TPC)	<u>0,05 TPC</u>
Total General Expenses (GE)	0,25 TPC

Sehingga Total Production Cost (TPC) :

$$\text{TPC} = \text{MC} + \text{GE}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 187,070,946,526 + 0,17 \text{ TPC} + 0,25 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 187,070,946,526 + 0,42 \text{ TPC}$$

$$0,58 \text{ TPC} = \frac{\text{Rp } 187,070,946,526}{0,58}$$

$$= \text{Rp } 322,536,114,700,-$$

Dengan pembagian :

- Manufacturing Cost (MC) = Rp 241,902,086,025,-
- General Expenses (GE) = Rp 80,634,028,675,-

D.4. PERHITUNGAN BREAK EVENT POINT (BEP)

Persamaan untuk mencari titik impas (BEP)

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100 \%$$

Dimana :

FC = Fixed charges (Biaya tetap)

SVC = Semi Variabel Cost (Biaya semi variabel)

VC = Variabel Cost (Biaya variabel)

S = Sales (Penjualan)

a. Biaya tetap (FC)	Rp 38,167,668,981
b. Semi variabel cost (SVC)	
Gaji karyawan	Rp 2,275,500,000
Pengawasan	Rp 341,325,000
Laboratorium	Rp 227,550,000
Pemeliharaan & perbaikan	Rp 13,631,310,350
Pengeluaran umum	Rp 80,634,028,675
Operating supplies	Rp 1,363,131,035

Plant overhead	<u>Rp 48,380,417,205</u>
	Rp 146,853,262,265

c. Biaya variabel (VC)

Biaya bahan baku	Rp 118,427,283,360
Utilitas	Rp 12,637,177,800
Patent & royalty	<u>Rp 6,450,722,294</u>
	Rp 137,515,183,454

d. Harga penjualan (S)

Maka :

$$BEP = \frac{FC + 0,3 SVC}{S - 0,7 SVC - VC} \times 100 \%$$

$$BEP = \frac{82,223,647,660,21}{Rp 180,562,532,960} \times 100 \%$$

$$BEP = 45,54 \%$$

D.5. PERHITUNGAN SHUT DOWN POINT (SDP)

Perhitungan SDP dengan persamaan :

$$SDP = \frac{0,3 SVC}{S - 0,7 SVC - VC} \times 100 \%$$

Maka :

$$SDP = \frac{0,3 SVC}{S - 0,7 SVC - VC} \times 100 \%$$

$$BEP = \frac{Rp 44,055,978,680}{Rp 180,562,532,960} \times 100 \%$$

$$BEP = 24,40 \%$$

D.6. PERHITUNGAN CASH FLOW

A. Perhitungan Aliran Cash Flow meliputi :

- a. Laba kotor = harga penjualan – TPC
 = Rp 420,875,000,000 – Rp 322,536,114,700
 = Rp 98,338,885,300
- b. Pajak penghasilan = 35 % x Laba kotor
 = 35 % x Rp 98,338,885,300
 = Rp 34,418,609,855
- c. Laba bersih = Laba kotor – Pajak
 = Rp 98,338,885,300 – Rp 34,418,609,855
 = Rp 63,920,275,445
- d. Cash flow = Laba bersih + Depresiasi
 = Rp 63,920,275,445 – Rp 27,262,620,700
 = Rp 91,182,896,146
- e. Net cash flow = Cash flow – Pengembalian pinjaman
 = Rp 91,182,896,146 – Pengembalian pinjaman
- g. Discount cash flow = $\frac{\text{Net cash flow}}{(1 + i)^n}$

Untuk aliran cash flow dapat dilihat pada tabel cash flow.

B. Return On investment (ROI)

Sebelum pajak

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{FCI}} \times 100 \%$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{Rp } 98,338,885,300}{\text{Rp } 272,626,207,005} \times 100 \%$$

$$\text{ROI} = 36.07 \%$$

Sesudah pajak

$$ROI = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{FCI}} \times 100 \%$$

$$ROI = \frac{\text{Rp } 63,920,275,445}{\text{Rp } 272,626,207,005} \times 100 \%$$

$$ROI = 23.45 \%$$

C. Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak

$$POT = \frac{\text{FCI}}{\text{Laba kotor} + \text{Depresiasi}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$POT = \frac{\text{Rp } 272,626,207,005}{\text{Rp } 125,601,506,001} \times 1 \text{ tahun}$$

$$POT = 2.17 \%$$

Sesudah pajak

$$POT = \frac{\text{FCI}}{\text{Laba kotor} + \text{Depresiasi}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$POT = \frac{\text{Rp } 272,626,207,005}{\text{Rp } 91,182,896,146} \times 1 \text{ tahun}$$

$$POT = 2.990 \%$$

D. Interest 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 present value sudah sama dengan total investasi maka (i) yang dicoba dianggap sudah benar.

Dari hasil trial and error pada tabel D.6.1 Interest Rate of Return (IRR) didapat nilai $i = 0,3864$

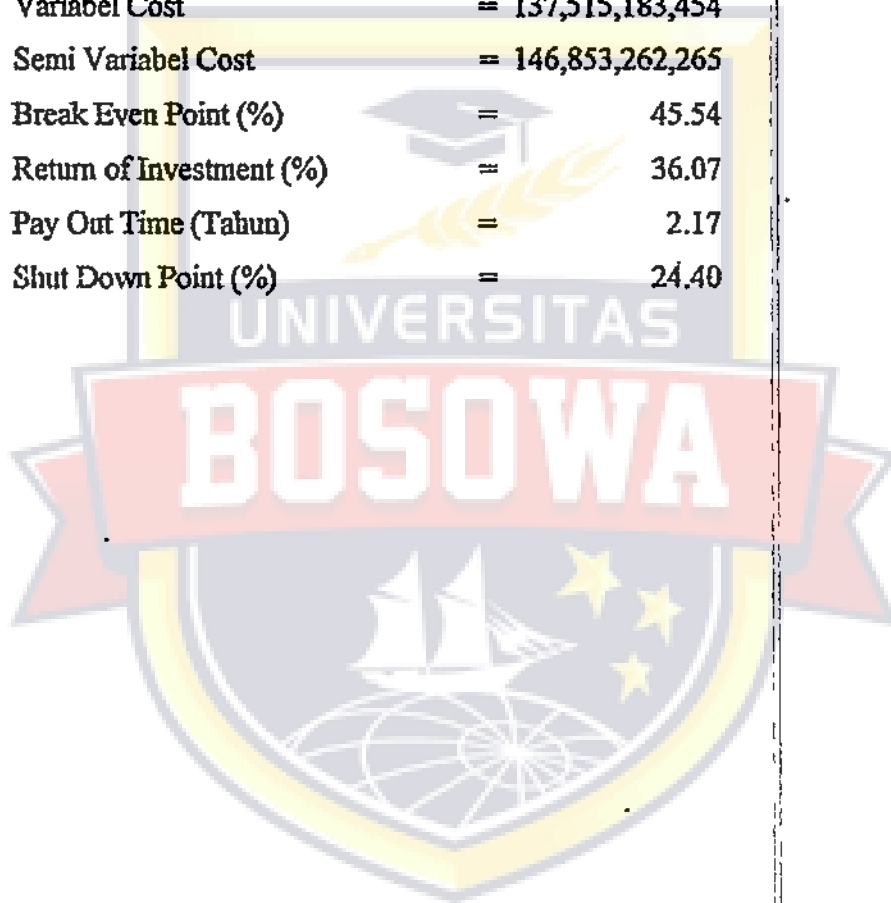
Tabel D.6.1 Interest Rate of Return

Tahun ke-	Cash flow (Rp)	Rate of Interest	Rate of Interest (i)
		0.34564586530	0.38639520784
-1			
0			
1	72,006,813,512	53,510,968,501	38,597,196,671
2	78,398,841,057	43,296,030,425	22,525,476,307
3	91,182,896,146	37,421,486,773	14,042,999,895
4	91,182,896,146	27,809,312,790	7,527,349,182
5	91,182,896,146	20,666,145,163	4,034,820,632
6	91,182,896,146	15,357,788,922	2,162,750,410
7	91,182,896,146	11,412,949,958	1,159,280,613
8	91,182,896,146	8,481,391,912	621,399,277
9	91,182,896,146	6,302,840,985	333,083,342
10	91,182,896,146	4,683,877,941	178,539,816
Total		Rp 228,942,793,371	Rp 91,182,896,146

D.7 KESIMPULAN ANALISA EKONOMI

Data Cash Flow : 60 % MP	= 196,290,869,043
40 % MS	= 130,860,579,362
Total Capital Investmen	= 327,151,448,406
Modal Sendiri I	= 65,430,289,681
Modal Sendiri II	= 65,430,289,681
Modal Pinjaman II	= 98,145,434,522
Bunga Bank (%)	= 18 %
Penjualan	= 420,875,000,000
Total Biaya Produksi	= 322,536,114,700

Pajak (%)	=	35 %
Laba Bersih	=	63,920,275,445
Depresiasi	=	27,262,620,700
Fixed Cost	=	38,167,668,981
Variabel Cost	=	137,515,183,454
Semi Variabel Cost	=	146,853,262,265
Break Even Point (%)	=	45.54
Return of Investment (%)	=	36.07
Pay Out Time (Tahun)	=	2.17
Shut Down Point (%)	=	24.40



BRIK ASAM PROPANOAT

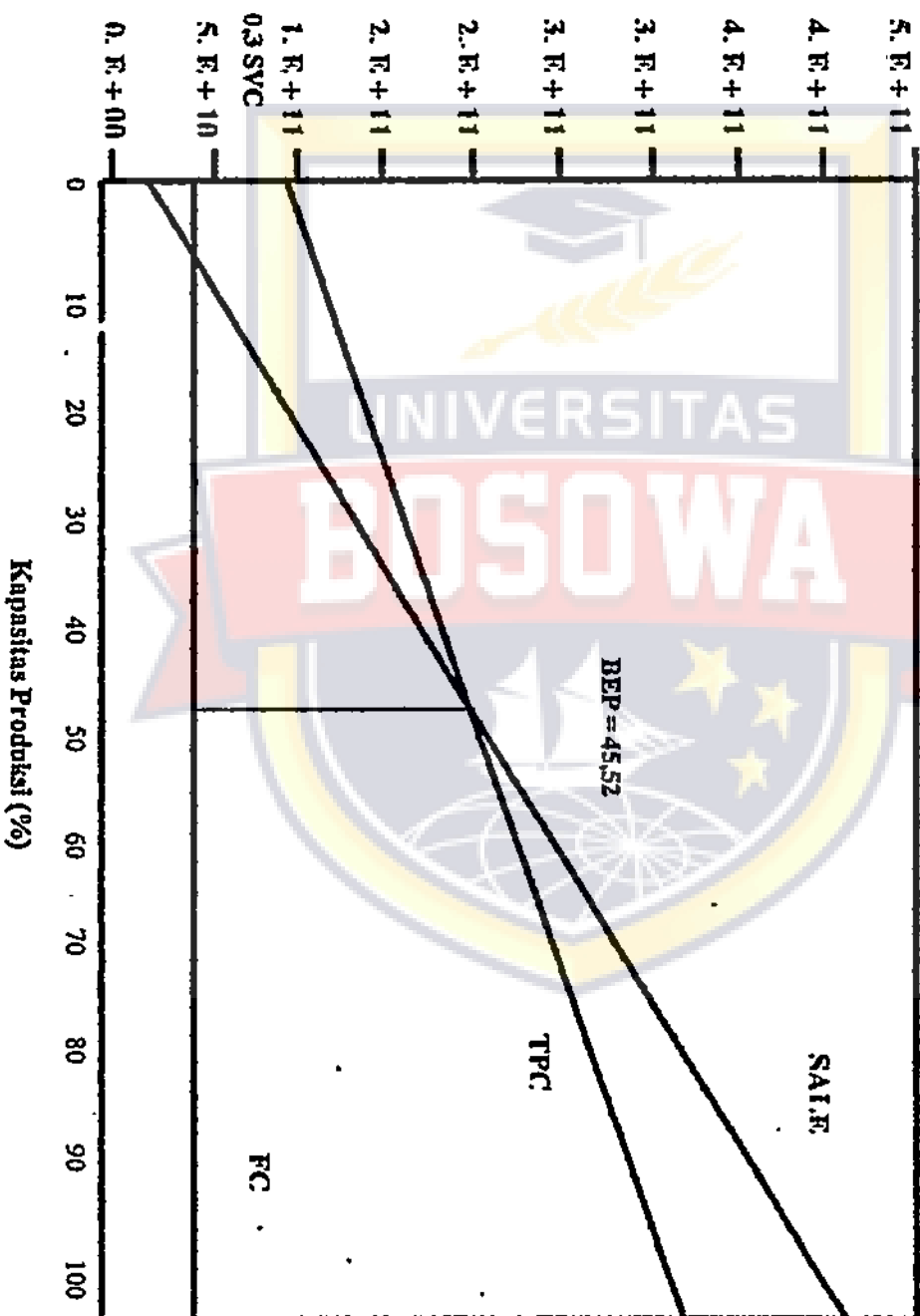
SI	BUNGA PINJAMAN (Rp)	LABA KOTOR (Rp)	PAJAK (Rp)	LABA BERSIH (Rp)	PENGEMBALIAN PINJAMAN (Rp)	CASH FLOW (Rp)	NET CASH FLOW (Rp)	AKUMULATIF NET CASHFLOW (Rp)	PRESENT VALUE 0.155609117334 (Rp)
1,700	41,692,180,585	68,837,219,710	24,093,026,899	44,744,192,812	64,854,503,132	72,006,813,512	7,152,310,380	7,152,310,380	62,310,700,419
1,700	37,522,962,526	78,671,108,240	27,534,887,884	51,136,220,356	60,685,285,073	78,398,841,057	17,713,555,983	24,865,866,363	58,706,707,411
1,700	33,353,744,468	98,338,885,300	34,418,609,855	63,920,275,445	56,516,067,015	91,182,896,146	34,666,829,131	59,532,695,494	59,085,443,985
1,700	29,184,526,409	98,338,885,300	34,418,609,855	63,920,275,445	52,346,848,956	91,182,896,146	38,836,047,189	98,368,742,683	51,129,264,297
1,700	25,015,308,351	98,338,885,300	34,418,609,855	63,920,275,445	48,177,630,898	91,182,896,146	43,005,265,248	141,374,007,931	44,244,427,922
1,700	20,846,090,292	98,338,885,300	34,418,609,855	63,920,275,445	44,008,412,840	91,182,896,146	47,174,483,306	188,548,491,237	38,286,672,594
1,700	16,676,872,234	98,338,885,300	34,418,609,855	63,920,275,445		91,182,896,146	91,182,896,146	279,731,387,382	33,131,161,756
1,700	12,507,654,175	98,338,885,300	34,418,609,855	63,920,275,445		91,182,896,146	91,182,896,146	370,914,283,528	28,669,868,781
1,700	8,338,436,117	98,338,885,300	34,418,609,855	63,920,275,445		91,182,896,146	91,182,896,146	462,097,179,673	24,809,313,419
1,700	4,169,218,058	98,338,885,300	34,418,609,855	63,920,275,445		91,182,896,146	91,182,896,146	553,280,075,819	21,468,603,048
									421,842,163,632

TABEL CASH FLOW PA

TAHUN	KAPASITAS (%)	MODAL SENDIRI (Rp)	TOTAL MODAL SENDIRI (Rp)	MODAL PINJAMAN (Rp)	BUNGA PINJAMAN (Rp)	TOTAL MODAL PINJAMAN (Rp)	TOTAL INVESTASI (Rp)	TOTAL PENJUALAN (Rp)	BIAYA PRODUKSI (Rp)	DEPRSI (Rp)
-1	0	65,430,289,681	65,430,289,681	98,145,434,522		98,145,434,522	163,575,724,203	294,612,500,000	225,775,280,290	27,262,62
0	0	65,430,289,681	130,860,579,362	98,145,434,522	35,332,356,428	231,623,225,471	259,266,439,429	336,700,000,000	258,028,891,760	27,262,62
1	70				59,338,358,799	208,460,902,924		420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62
2	80					185,298,580,377		420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62
3	100					162,136,257,830		420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62
4	100					138,973,935,283		420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62
5	100					115,811,612,736		420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62
6	100					92,649,290,188		420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62
7	100					69,486,967,641		420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62
8	100					46,324,645,094		420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62
9	100					23,162,322,547		420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62
10	100							420,875,000,000	322,536,114,700	27,262,62

421,842,163,632

Penjualan (Rupiah)



Gambar 11.1 Grafik Break Event Point (BEP)

