

PRARENCANA PABRIK DIETIL ETER

by Manuru Id

Submission date: 08-Sep-2023 03:20PM (UTC+0800)

Submission ID: 2160568782

File name: PRARENCANA_PABRIK_DIETIL_ETER.pdf (7.39M)

Word count: 62030

Character count: 282872

2
LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**DIETIL ETER DARI ETANOL DAN ASAM SULFAT DENGAN
PROSES DEHIDRASI ETANOL KAPASITAS PRODUKSI 50.000
TON/TAHUN**

SKRIPSI

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

Disusun Oleh :

ADY DWI TEGAR SUGIARTO NIM. 1914021

Malang, 11 Agustus 2023

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Mengetahui
Dosen Pembimbing

Ir. M. Istnaeny Huda, ST.MT
NIP.P. 1030400400

Dr. Nanik Astuti Rahman, ST.MT
NIP.P. 1030400391

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOOGI INDUSTRI

Nama : ADY DWI TEGAR SUGIARTO

NIM : 1914021

Program Studi : TEKNIK KIMIA

Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK DIETIL ETER DARI ETANOL DAN
ASAM SULFAT DENGAN PROSES DEHIDRASI ETANOL
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada:

Hari : Jumat

Tanggal : 11 Agustus 2023

Nilai : B+

Ketua
Program Studi Teknik Kimia

Sekretaris
Program Studi Teknik Kimia

Ir. M. Istnaeny Hudha S.T., M.T.
NIP. P. 1030400400

Ir. Rini Kartika Dewi, S.T., M.T.
NIP. P. 1030100370

Anggota Penguji,

Penguji Pertama

Penguji Kedua

Dwi Ana Anggorowati, ST.MT
NIP.P. 197009282005012001

Ir. Harimbi Setyawati, MT
NIP.P. 196303071992032002

SURAT PERNYATAAN

Yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Ady Dwi Tegar Sugiarto
N I M : 1914021
Tempat/tgl lahir : 11 September 2000
Nomor HP/Telp. : 087871766190
Judul Skripsi : Prarencana Pabrik Dietil Eter Dari Etanol Dan Asam Sulfat Dengan Proses Dehidrasi Etanol Kapasitas Produksi 50.000 Ton/Tahun
Dosen Pembimbing : Dr. Nanik Astuti Rahman, ST.,MT

dengan ini menyatakan bahwa :

1. Skripsi yang akan saya buat ini asli, hasil karya saya sendiri ,sesuai dengan format yang ada dan bukan hasil menjiplak atau plagiasi dari pihak lain.
2. Skripsi ini pengerjaannya akan selalu dalam arahan dari dosen pembimbing.
3. Skripsi ini secara tertulis akan dengan jelas mencantumkan acuan dari publikasi orang lain, dengan disebutkan nama pengarang dan dicantumkan dalam daftar pustaka
4. Pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya dan apabila ternyata di kemudian hari terbukti terdapat penyimpangan dan ketidakbenaran dalam pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik berupa Pembatalan Skripsi ini, sehingga tidak dapat mengikuti Seminar Hasil juga Ujian Komprehensif sampai batas waktu yang ditetapkan oleh Program Studi.

Demikian Surat Pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya tanpa ada tekanan dari pihak lain.

Malang, 11 Agustus 2023

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Yang membuat Pernyataan,
Materai
Rp. 10.000,-

Ir. M. Istnaeny Hudha S.T., M.T.
NIP. P. 1030400400

Ady Dwi Tegar Sugiarto
NIM. 1914021

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadiran Allah yang maha Esa yang telah memberikan karunianya sehingga penyusunan dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul **PRA RENCANA PABRIK DIETIL ETER DARI ETANOL DAN ASAM SULFAT DENGAN PROSES DEHIDRASI ETANOL KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN**. Dengan baik

Skripsi diajukan sebagai syarat guna mencapai gelar sarjana Jenjang Starta 1 (S-1) di jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.

Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Awan Uji Krismanto, ST., MT., Ph.D selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang
2. Ibu Dr. Ellysa Nursanti, ST., MT Selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
3. Bapak Ir. M. Istnaeny Hudha, ST.,MT Selaku Ketua Jurusan Teknik kimia Institut Teknologi Nasional Malang
4. Ibu Dr. Nanik Astuti Rahman, ST.,MT Selaku Dosen pembimbing Skripsi
5. Kedua Orang tua Kami yang telah memberikan dukungan serta doa kepada kami
6. Bapak ibu Dosen, rekan – rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya skripsi ini

Penyusun menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan, oleh sebab itu penyusun mengharapkan saran dan kritik dari semua pihak guna menyempurnakan skripsi ini.

Malang, 11 Agustus 2023

Penyusun

INTISARI

Disusun Oleh :

1. Ahmad Nurul Hakim A.N 1914015
2. Ady Dwi Tegar Sugirto 1914021

Dosen Pembimbing :

Dr. Nanik Astuti Rahman, ST.MT

ABSTRAK

Dietil Eter adalah senyawa memiliki nama lain yaitu etil eter merupakan salah satu dari Eter komersial dengan kemurniann 95%. Didalam industri Dietil eter adalah pelarut yang baik untuk minyak, lemak ,resin, alkohol, dan pewarna oleh karena itu banyak digunakan sebagai pelarut dan sebagai pelarut yang baik dan sebagai ekstraktan.

Pabrik Dietil Eter direncanakan di dirikan di Jalan Brotonegoro, Randuagung, Kec. Kebomas, Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas 50.000 Ton/Tahun dan akan beroperasi pada tahun 2028. Model oprasi yang diterapkan adalah sistem kontinyu dengan waktu oprasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari.utilitas yang digunakan meliputi air, steam, bahan bakar,dan listrik. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staff. Dari hasil perhitungan Analisa ekonomi di dapatkan $ROI_{BT} = 39,33\%$, $ROI_{AT} = 31,83\%$, $POT_{AT} = 3,4$ Tahun, $BEP = 44,75\%$, $SDP = 13,45\%$, $IRR = 32,09\%$. Dari hasil evaluasi ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa, pabrik Dietil Eter Dari Etanol dan Asam Sulfat dengan proses Dehidrasi Layak untuk didirikan

Kata kunci : Dietil Eter, Proses Dehidrasi

2 DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	i
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI.....	ii
SURAT PERNYATAAN	ii
KATA PENGANTAR.....	iv
INTISARI	vi
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	x
BAB I.....	I-1
PENDAHULUAN	I-1
1.1. Latar Belakang	I-1
1.2. Sejarah Perkembangan Industri.....	I-2
1.3. Kegunaan produk	I-2
1.4. Sifat Fisika, Kimia, Dan Termodinamika Bahan Baku Dan Produk	I-3
1.4.1. Bahan Baku Utama	I-3
1.4.2. Produk Utama.....	I-4
1.5. Analisa Ekonomi	I-5
1.6. Menentukan kapasitas produk.....	I-6
1.7. Lokasi Pabrik	I-7
BAB II.....	II-1
SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	II-1
2.1.1. Proses Dehidrasi Etanol Menggunakan Asam Sulfat.....	II-1
2.1.2. Proses Dehidrasi Etanol Menggunakan Katalis Alumina	II-3
2.2. Seleksi Proses.....	II-4
2.3. Uraian Proses	II-4
2.3.1. Tahap Persiapan Bahan Baku.....	II-5
2.3.2. Tahap Reaksi	II-5
2.3.3. Tahap Pemisahan	II-5
2.3.4. Tahap Penanganan	II-5

BAB III	III-1
NERACA MASSA	III-1
BAB IV	IV-1
NERACA PANAS	IV-1
BAB V	V-1
SPEKIFIKASI PERALATAN	V-1
BAB VI	VI-1
PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI-1
BAB VII	VII-1
INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII-1
7.1. Istrumental	VII-1
7.2. Keselamatan Kerja	VII-3
7.2.1. Bangunan Pabrik	VII-4
7.2.2. Perpipaan	VII-4
7.2.3. Listrik	VII-4
7.2.4. Ventilasi	VII-5
7.2.5. Alat-alat Bergerak	VII-5
7.2.6. Karyawan	VII-5
7.2.7. Pencegahan dan Penanggulangan Bahaya Kebakaran	VII-5
7.2.8. Pengamanan dan Pengontrol Terhadap Kebakaran	VII-6
BAB VIII	VIII-1
UTILITAS	VIII-1
8.1. Unit Pengolahan Air	VIII-1
8.1.1. Air Sanitasi	VIII-2
8.1.2. Air Pendingin	VIII-3
8.1.3. Air Umpan Boiler	VIII-4
8.2. Unit penyedia listrik	VIII-8
8.3. Unit penyedia bahan bakar	VIII-8
8.4. Pengolahan Limbah	VIII-9
BAB IX	IX-1
TATA LETAK PABRIK	IX-1
9.1. Pemilihan Lokasi	IX-1

9.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	IX-2
BAB X	X-1
STRUKTUR ORGANISASI	X-1
10.1. Bentuk Perusahaan	X-1
10.2. Bentuk Perusahaan	X-1
10.4. Jam Kerja	X-4
10.5. Jaminan Sosial	X-5
10.6. Penggolongn Dan Tingkat Pendidikan Karyawan	X-6
10.7. Perencanaan Jumlah Karyawan	X-7
10.8. Status Karyawan dan Sistem Upah.....	X-10
BAB XI	XI-1
ANALISA EKONOMI	XI-1
11.1. Faktor - Faktor Penentu	XI-1
11.2. Penentuan Total Capital Investment (TCI).....	XI-6
11.3. Penentuan Total Capital Investment (TPC).....	XI-7
11.4. Analisa Profitabilitas	XI-9
BAB XII	XII-1
KESIMPULAN.....	XII-1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA	
APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA PANAS	
APPENDIKS C SPESIFIKASI PERALATAN	
APPENDIKS D PERHITUNGAN UTILITAS	
APPENDIKS E PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Daftar Harga Bahan dan Pokok ^[5]	I-5
Tabel 1.2.	Analisa Kebutuhan dan Hasil Reaksi pada Dietil Eter	I-5
Tabel 1.3.	Data Impor Dietil Eter di Indonesia ^[4]	I-6
Tabel 7.1.	Alat – Alat kontrol pada pabrik Dietil Eter	VII-2
Tabel 7.2.	Alat – alat keselamatan kerja pada pabrik Dietil Eter.....	VII-3
Tabel 8.1.	Persyaratan kandungan bahan dalam air boiler, pada beberapa tekanan boiler	VIII-4
Tabel 8.2.	Persyaratan kandungan bahan dalam air boiler, pada beberapa tekanan boiler	VIII-5
Tabel 10.1.	Jadwal kerja karyawan pabrik	X-4
Tabel 10.2.	Daftar jumlah karyawan	X-9
Tabel 10.3.	Daftar gaji karyawan	X-11
Tabel 11.1.	Indeks harga dari tahun 1982 sampai 2022.....	XI-4

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1.	Lokasi Pabrik Dietil Eter	I-11
Gambar 9.1.	Lokasi Pabrik Dietil Eter	IX-1
Gambar 9.2.	Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Dietil Eter	IX-5
Gambar 9.3.	Tata letak Peralatan pabrik Dietil Eter	IX-7
Gambar 11.1.	Nilai BEP.....	XI-10

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Dietil Eter ((C₂H₅)₂O) memiliki nama lain yaitu etil eter merupakan salah satu dari Eter komersial yang memiliki berat molekul 74, 12 g/mol dan memiliki titik didih 34,6 °C. Dietil Eter memiliki sifat kimia yaitu mudah terbakar atau dalam simbol kimianya memiliki gambar api. Dietil Eter juga dikenal sebagai *Etoxieta* atau hanya Eter, CH₃CH₂-O-CH₂CH₃ merupakan salah satu Eter terpenting dari Eter lainnya. Dietil Eter merupakan cairan bening dengan bau khas yang manis dan sedikit menyengat.^[1]

Kegunaan dietil eter dalam industri untuk membuat berbagai macam produk. Didalam industri kimia saat ini Dietil eter adalah pelarut yang baik untuk minyak, lemak, resin, alkohol, dan pewarna oleh karena itu banyak digunakan sebagai pelarut dan sebagai pelarut yang baik dan sebagai ekstraktan.^[1] Proses Dehidrasi merupakan salah satu proses pembuatan katalitik alkohol dengan reaksi alkil halida dengan alkoksida. Dalam proses pembuatan asam sulfat 96% dan etanol dengan perbandingan 1:3 dan dipanaskan dengan suhu mencapai 125 °C, setelah itu Eter di destilasi dengan sebagian alkohol yang tidak bereaksi setiap asam sulfat dan sulfur oksida yang berada dalam destilat dihilangkan dengan cara mencucinya dengan larutan Natrium hidroksida encer hingga mendapatkan Dietil Eter sebagai produk akhir.^[2]

Sejauh ini pabrik Dietil eter di Indonesia masih belum ada. Negara pengekspor dietil eter terbesar adalah Jerman dari Benua Eropa^[1]. Produk dietil eter dipasarkan dengan kemurnian 95%, produk normalnya dijual dengan kemurnian 94-95%.^[3]

Menurut data statistik terlihat bahwa pertumbuhan impor dietil eter di Indonesia rata-rata sebesar 17,37% per tahun^[4]. Melihat kecenderungan peningkatan akan kebutuhan dietil eter, maka sudah saatnya untuk dipikirkan pengembangannya. Dengan memproduksi dietil eter di dalam negeri, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dietil eter di Indonesia dan diharapkan akan memacu pertumbuhan industri yang berhubungan dengan penggunaan dietil eter. Karena produk ini memiliki peranan besar dalam perkembangan kehidupan industry, maka pendirian pabrik dietil eter sangat tepat mengingat di Indonesia masih belum ada.

1.2. Sejarah Perkembangan Industri

Dietil eter pertama kali disintesis pada tahun 1540 oleh Valerius Cordus, karena awalnya ditemukan dengan menyuling campuran etanol dengan asam sulfat. Produksi Dietil Eter dari tahun 1956 hingga 1973 berkisar antara 29,5 hingga 48,6 10 kg seperti yang di tulikan oleh Syntetic, bahan kimi organik yang di produksi oleh America Serikat. Dietil eter merupakn salah satu anggota keluarga Eter yang lebih penting larutan yang teak berwarna mudah menguap , mudah terbakar dan bau yang khas.

Dietil eter adalah salah satu anggota keluarga eter yang lebih penting. Ini adalah cairan tidak berwarna, sangat mudah menguap, sangat mudah terbakar dengan bau manis, menyengat, dan rasa terbakar. pertama kali diproduksi secara komersial di Italia pada tahun 1973 untuk digunakan sebagai penambah oktan pada bensin. Produksi MTBE AS dimulai pada tahun 1979 setelah Atlantic Richfield Co. (ARCO) diberikan pengabaian oleh Badan Perlindungan Lingkungan AS (EPA) yang mengizinkan MTBE dicampur hingga 7 vol% dalam bensin tanpa timbal AS. Penggunaan eter alifatik lainnya diizinkan ketika US EPA mengeluarkan definisi yang "sangat mirip" untuk spesifikasi bensin tanpa timbal pada tahun 1981. Di bawah definisi ini, setiap campuran eter atau eter alifatik dapat dicampur dalam bensin tanpa timbal selama oksigen total kontribusi dari eter tidak melebihi 2,0% berat oksigen dalam bensin.

Pada tahun 1980-an karena peningkat oktan berbasis timbal sedang dihapus dari bensin. Pada bulan Agustus 1988, US EPA memberikan pengabaian yang diminta oleh Sun Refining and Marketing Co. yang mengizinkan penggunaan MTBE hingga 15% vol, yang kira-kira sama dengan 2,7% berat oksigen dalam bensin. Batas oksigen ini diperluas ke semua eter alifatik dalam bensin pada tahun 1990 ketika US EPA menaikkan oksigen dalam definisi yang "sangat mirip" menjadi 2,7% berat oksigen.^[2]

1.3. Kegunaan produk

- Digunakan sebagai pelarut dalam minyak
- Digunakan sebagai pelarut resin
- Di dalam industri Dietil Eter digunakan sebagai salah satu bahan baku pembuatan alkohol
- Di dalam bidang kedokteran Dietil Eter Digunakan Sebagai salah satu pembuatan anastesi
- Digunakan sebagai pelarut pewarna^[1]

1.4. Sifat Fisika, Kimia, Dan Termodinamika ² Bahan Baku Dan Produk

1.4.1. Bahan Baku Utama

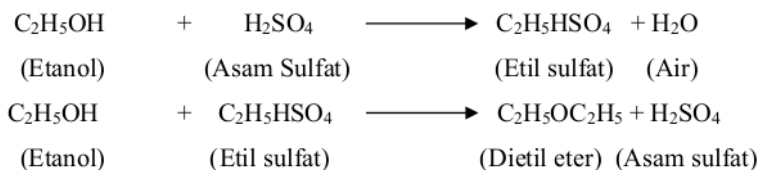
A. Asam Sulfat^[1]

Sifat – sifat Fisika

- Rumus molekul : H₂SO₄
- Bentuk : Larutan Tak Berwarna
- Berat jenis : 1,8357 g/mol
- Titik Didih : 344,8 °C
- Warna : larutan tak berwarna
- Kelembapan : 10 – 3 mol%
- Titik leleh : 32,5
- Bau : berbau
- Densitas : pada suhu -20°C g/cm³ 1,9224

Sifat – sifat Kimia

- Asam sulfat adalah asam yang kuat mudah bereaksi dengan senyawa organik dapat menghasilkan produk baru
- Asam sulfat memiliki sifat korosi dapat meleburkan suatu logam
- Hubungan Stokimetri antara reaktan dan produk unuk proses kontak dapat di jabarkan sebagai berikut :



B. Etanol^[1]

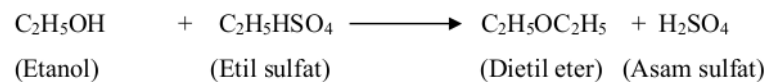
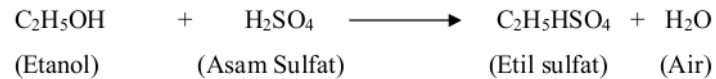
Sifat fisika

- Rumus molekul : CH₃CH₂OH
- Bau : bau menyengat
- Fase : *Liquid*
- *Liquid Density* : 0,789 g/mL
- Massa molekul : 36,461 gr/mol
- Tekanan kritis : 6383,48 KPa
- Temperatur kritis : 243,1 °C

- Titik didih : 78,32 °C
- Viskositas : 1,17mPa. pada 20 °C
- Warna : tidak berwarna

Sifat kimia

- Sebagian besar adalah gugus hidroksil, yaitu reaksi dehidrasi, dehidrogenasi, oksidasi, dan esterifikasi.
- Reaksi lain yang melibatkan atom hidrogen dari gugus hidroksil dalam etil alkohol termasuk pembukaan cincin epoksida untuk membentuk hidroksi eter,
- Ester dibentuk oleh reaksi etanol dengan asam anorganik dan organik, asam anhidrida, dan asam halida.



1.4.2. Produk Utama

A. Dietil Eter^[1]

Sifat fisika

- Rumus molekul : (C₂H₅)₂O
- Bau : Berbau manis menyengat
- Fase : liquid
- Berat Molekul : 74, 12 g/mol
- Densitas : 713.5 kg/m³ pada 20 °C
- Tekanan uap : 56.28 pada 20 °C
- Viskositas : 0.245 MPa pada 20 °C
- Titik didih : 34,6 °C
- Warna : Tidak berwarna

Sifat kimia

- Memiliki stabilitas kimia yang tinggi, dietil eter dapat digunakan untuk menyiapkan 1-kloroetil etil eter dan (1-kloroetil) eter dengan cara klorinasi pada suhu rendah
- Dietil eter dioksidasi menjadi asam asetat oleh oksidan kuat seperti kromium

trioksida atau asam nitrat pekat.

- Jika asam nitrat digunakan, ada risiko ledakan, terutama jika asam sulfat pekat juga ada^[5]

1.5. Analisa Ekonomi

Pemasaran produk Dietil Eter untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri tersebar di seluruh Indonesia. Jika kebutuhan dalam negeri sudah terpenuhi maka dapat dipasarkan ke luar negeri (ekspor). Maka untuk mengetahui analisa pasar perlu mengetahui potensi produk terhadap pasar.



Tabel 1.1. Daftar Harga Bahan dan Pokok^[5]

No.	Bahan	Berat Molekul	Harga (\$/kg)
1.	C ₄ H ₁₀ O	74	5
2.	C ₂ H ₅ OH	46	1
3.	H ₂ SO ₄	98	3
4.	C ₂ H ₆ SO ₄	126	6
5.	H ₂ O	18	0

Tabel 1.2. Analisa Kebutuhan dan Hasil Reaksi pada Dietil Eter

Reaksi	Komponen					
	C ₂ H ₅ OH	H ₂ SO ₄	C ₄ H ₁₀ O	C ₂ H ₆ SO ₄	C ₂ H ₆ SO ₄	H ₂ O
1	-3	-2	0,95	0,95	0,95	2
Total	-3	-2	0,95	0,95	0,95	2

$$\begin{aligned} \text{Economy Potential} &= [(0,95 \times 74 \times 5,1) + (2 \times 18 \times 0) + (0,95 \times 126 \times 6) + (0,95 \times 98 \times 3)] - [(-3 \times 46 \times 1) - (-2 \times 98 \times 3)] \\ &= (351,1 + 0 + 718,2 + 279,3) - (-138 + 588) \\ &= (1.349) - (-726) \\ &= \$ 623 \end{aligned}$$

kurs dollar per tanggal 20 Juli 2023, Bank Indonesia = Rp.15.068,00 (Bank Indonesia pada pukul 20.00 WIB)

Berdasarkan hasil perhitungan diatas didapatkan kesimpulan bahwa pabrik Dietil Eter untung dan dapat didirikan pada tahun 2027.

1.6. Menentukan kapasitas produk

Kapasitas produk perlu direncanakan untuk mendirikan suatu pabrik. Jumlah ini dapat mengatasi permintaan kebutuhan dietil eter didalam negeri dan juga kebutuhan dunia. perkiraan kapasitas produksi dapat ditentukan menurut nilai konsumsi setiap tahun dengan melihat perkembangan industry dalam kurun waktu berikutnya.

Tabel 1.3. Data Impor Dietil Eter di Indonesia^[4]

Tahun	Jumlah (kg)	Jumlah (Ton)	Kenaikan (%)
2018	10.363.593,00	10363,593	-
2019	11.424.651,00	11424,651	9,29%
2020	13.325.651,00	13325,651	14,27%
2021	17.040.380,00	17040,38	21,80%
2022	22.450.005,00	22450,005	24,10%

Direncanakan pabrik akan berdiri pada tahun 2028. pada produksi ini, data yang digunakan adalah data impor dari tahun 2018-2022, sehingga perkiraan penggunaan dietil eter pada tahun 2028 dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut

Neraca peluang kapasitas

$$F = P (1 + i)^n$$

dimana:

F = jumlah kebutuhan dietil eter pada tahun 2028

P = jumlah impor pada tahun 2022

i = rata-rata kenaikan impor tiap tahun (%)

n = jangka waktu pabrik berdiri (2022-2027) = 5 tahun

$$F = P (1 + i)^n$$

$$F = 22450,005 (1 + 0,1737)^5$$

$$F = 50003,68 \text{ ton/tahun}$$

Dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku, dan permintaan ekspor yang besar, maka dapat diambil untuk kapasitas produksi pada tahun 2027 adalah sebesar 50.000 ton/tahun.^[3]

1.7. Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dalam suatu industri pada masa ini maupun di masa yang akan datang karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang akan didirikan. Dalam melakukan penentuan lokasi suatu pabrik harus memiliki dasar perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik.

Tata letak suatu pabrik tersebut harus berdasarkan teknis pengoperasian pabrik dan sudut pandang ekonomisnya dari perusahaan tersebut yang mana dapat mempengaruhi lancar atau tidaknya produksi dari pabrik. Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi yang dipilih memenuhi persyaratan bila ditinjau dari beberapa segi parameter berdirinya pabrik. Pengoperasian suatu pabrik pada dasarnya ditentukan oleh faktor utama, sedangkan untuk lokasi yang tepat berdirinya pabrik tersebut ditentukan berdasarkan faktor khusus.

Beberapa faktor yang dianggap penting dalam penentuan lokasi :

I. Faktor utama :

A. Penyediaan bahan baku

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku adalah :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku
- Kualitas sumber bahan baku
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya

B. Pemasaran

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai daerah pemasaran adalah :

- Daerah dimana produk akan dipasarkan
- Daya serap pasar dan prospek pasar dimasa yang akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada
- Jarak daerah pemasaran dan cara mencapai daerah tersebut

C. Tenaga listrik dan bahan bakar

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Kemungkinan pengadaan listrik dan bahan bakar
- Harga listrik dan bahan bakar

- Kemungkinan pengadaan listrik dari PLN (Pusat Listrik Negara)
- Sumber bahan bakar

D. Persediaan air

Air dapat diperoleh dari beberapa sumber, yaitu :

- Berasal dari air sungai / sumber air
- Berasal dari air kawasan industri
- Berasal dari perusahaan air minum (PDAM)

Jika kebutuhan air cukup besar, pengambilan air sumber / air sungai lebih ekonomis.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

- Kemampuan sumber air untuk memenuhi kebutuhan pabrik
- Kualitas dari sumber air yang tersedia
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Nilai ekonomisnya

E. Iklim

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Keadaan alam yang mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk konstruksinya
- Kelembaban dan temperatur udara
- Adanya badai, topan, dan gempa bumi

2. Faktor khusus:

A. Transportasi

Yang harus diperhatikan dalam hal ini adalah pengangkutan bahan baku, bahan bakar, dan produk yang dihasilkan, berkaitan dengan fasilitas-fasilitas yang ada, yaitu :

- Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan berat
- Sungai dan laut yang dapat dilalui oleh kapal pengangkut
- Lokasi dekat dengan pelabuhan yang memadai

B. Tenaga kerja

Tenaga kerja dibagi menjadi 2 macam, yaitu tenaga kerja ahli dan tenaga kerja non ahli. Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Mudah atau sulitnya mendapatkan tenaga kerja yang berada disekitar pabrik
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah itu

- Keahlian atau tingkat pendidikan tenaga kerja yang ada

C. Peraturan dan perundang-undangan

Undang – undang yang perlu diperhatikan antara lain :

- Ketentuan mengenai daerah industri
- Ketentuan mengenai penggunaan jalan umum bagi industri yang ada
- Ketentuan umum lain bagi industri didaerah lokasi pabrik

D. Karakteristik lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Struktur tanah, daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi pabrik, kondisi jalan, serta pengaruh air
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau unit baru
- Harga tanah

E. Faktor lingkungan

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Adat istiadat / kebudayaan didaerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah, poliklinik, dan tempat ibadah
- Fasilitas tempat hiburan dan biayanya.

F. Pembuangan limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh unit buangan pabrik berupa gas, cair, maupun padat, dengan memperhatikan peraturan pemerintah. Berdasarkan faktor-faktor tersebut maka pabrik Dietil Eter di Indonesia direncanakan berlokasi di daerah kawasan industri Gresik, Jawa Timur. Alasan atau dasar pemilihan lokasi tersebut dilandasi oleh beberapa faktor yaitu:

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan Dietil Eter adalah Asam Sulfat dan Etanol. Kebutuhan Asam Sulfat dari dalam negeri PT Petrokimia Gresik . Untuk Etanol didapatkan dari dalam negeri yaitu PT Molindo Malang

2. Transportasi

Terdapatnya sarana pengangkutan yang memadai pada lokasi pabrik tersebut, yang mana dekat dengan jalan raya utama. Selain itu, transportasi lewat jalur laut juga dekat dari lokasi pabrik ke pelabuhan. Sehingga dapat menunjang kegiatan transportasi antar

pulau. Kawasan industri Gresik memiliki sarana transportasi yang memadai, baik melalui darat (jalur kereta api, dan jalan tol ke berbagai daerah lain), laut (dekat Pelabuhan Tanjung Perak), Bandara (dekat Bandara Juanda), jalur distribusi barang untuk pasar domestik dan internasional akan semakin pendek sehingga efisiensi biaya logistik dalam memproduksi barang akan semakin kompetitif.

3. Kebutuhan Air

Persediaan air tersedia yang merupakan syarat utama pendirian pabrik kimia, kebutuhan air ini diperoleh dari air kawasan yang disediakan di kawasan industri Gresik tersebut yang mampu mencukupi kebutuhan air untuk pengolahan suatu pabrik. Air kawasan dipilih untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik dengan terlebih dahulu mengalami pengolahan. Selain itu pemilihan air kawasan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik juga disebabkan karena kebutuhan air tidak terlalu besar, baik sebagai air proses, air pendingin, maupun sebagai air sanitasi.

4. Kebutuhan Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

Pembangkit listrik utama untuk pabrik diperoleh dari PLN dan generator solar yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina.

5. Tenaga Kerja

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Tenaga kerja ini merupakan tenaga kerja yang produktif dari berbagai tingkatan baik yang terdidik maupun yang belum terdidik.

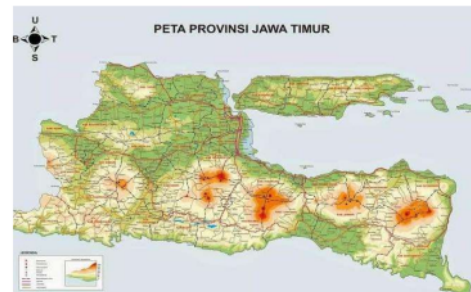
6. Biaya untuk Tanah

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

PETA GRESIK - JAWA TIMUR



INDONESIA

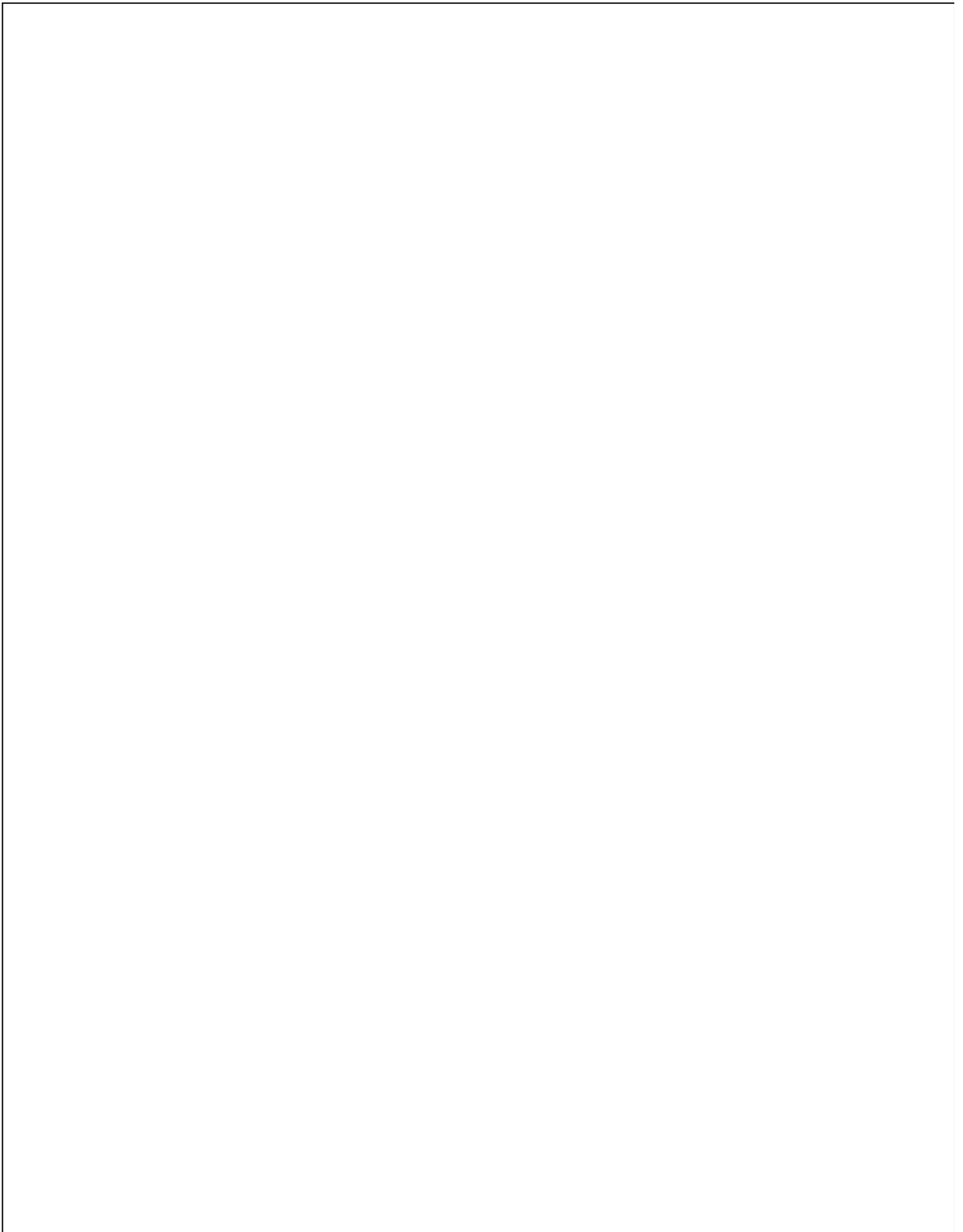


JAWA TIMUR



Lokasi Pabrik - Jalan Brotonegoro, Randuagung, Kec. Kebomas, Kabupaten Gresik, Jawa Timur

Gambar 1.1. Lokasi Pabrik Dietil Eter



BAB II

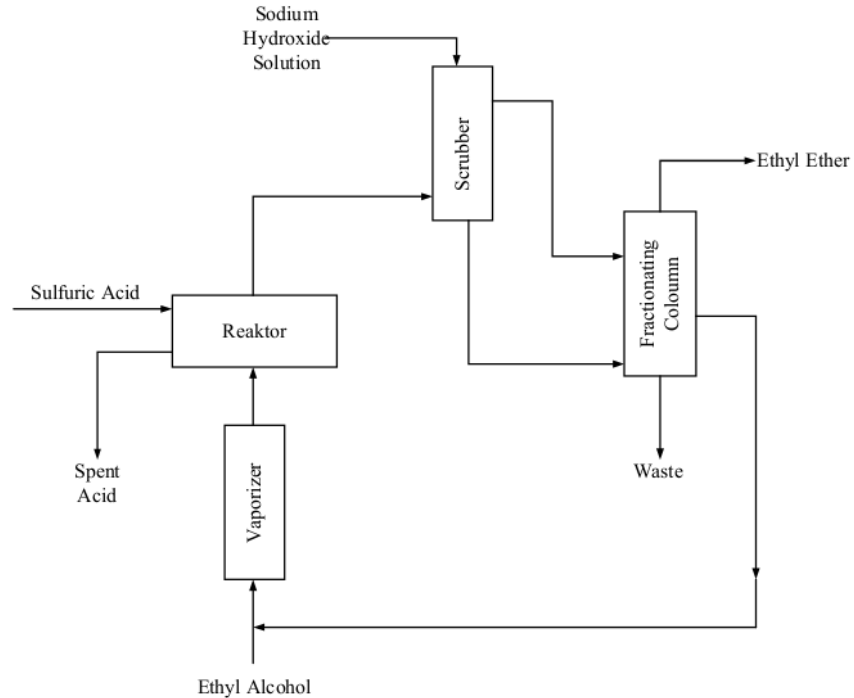
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Proses Produksi

Untuk menghasilkan Dietil Eter yang sesuai dengan kapasitas produksi dan kualitas yang diinginkan harus diseleksi dari berbagai proses yang ada. ada dua macam proses pembuatan Dietil Eter, yaitu:

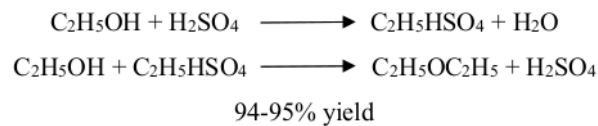
1. Proses dehidrasi etanol menggunakan asam sulfat
2. proses dehidrasi etanol menggunakan katalis alumina

2.1.1. Proses Dehidrasi Etanol Menggunakan Asam Sulfat



Gambar 2.1. Proses Dehidrasi Etanol Menggunakan Asam Sulfat

Reaksi :



II-2

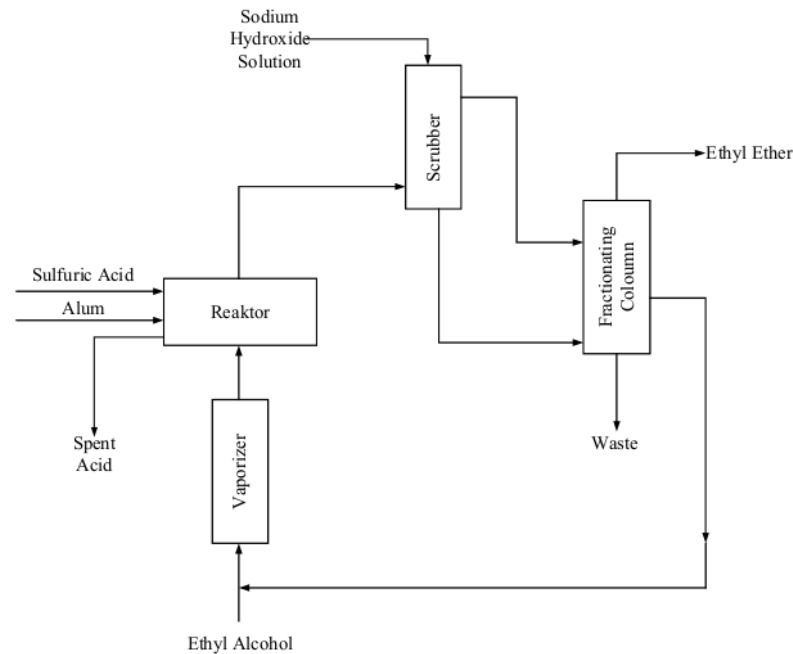
Proses :

Asam sulfat pekat 96% dan etanol 95% dimasukkan kedalam reaktor baja berlapis timah. Campuran didalam reaktor dipanaskan pada suhu 125 °C sampai 140 °C dengan menggunakan selubung uap. Dalam kisaran suhu ini, reaksi dimulai. Alkohol yang diuapkan atau alkohol yang ada divaporizer dibiarkan mengalir ke dalam reaktor dengan kecepatan yang ditentukan oleh suatu reaksi, yaitu kadar alkohol, uap disesuaikan dan suhu dipertahankan sekitar 127°C. Pada reaktor juga menghasilkan produk samping yaitu asam hasil limbah (*Spent acid*)

Campuran eter, alkohol, dan air distilat dari reaktor kemudian dialirkan ke scrubber. pada scrubber uap melewati arus berlawanan dengan aliran larutan natrium hidroksida encer yang bergerak lambat yang bertujuan untuk menghilangkan asam sulfat yang terbawa secara mekanis serta produk reaksi asam apapun pada scrubber. Larutan alkali yang mengandung sejumlah kecil eter dan alkohol mengalir dari dasar scrubber ke bagian bawah menuju ke kolom fraksionasi. Pada kolom fraksionasi terjadi pemisahan untuk menghilangkan alkohol dan eter dan air yang kemudian dibuang ke limbah.

Produk dari scrubber yaitu campuran eter, alkohol, dan air yang akan keluar dari bagian atas scrubber dalam bentuk uap. kemudian dialirkan ke kolom fraksionasi, dimana pada kolom fraksionasi terjadi pemisahan. air mengalir dari dasar kolom ke limbah. Etil alkohol mengandung sekitar 5% air. kemudian ditarik dari bagian tengah kolom fraksionasi dan dialirkan ke vaporizer untuk di recycle. eter menguap dan mengalir dari bagian atas kolom fraksionasi melalui kondensor refluks yang dipertahankan pada suhu 34 °C. Fraksi yang mendidih di atas suhu ini dikembalikan ke kolo fraksionasi, sedangkan uap eter yang dikondensasi dan dialirkan ke penyimpanan. Eter terkonsentrasi ini mengandung sedikit alkohol, air, aldehida, peroksida, dan pengotor lainnya. Etil eter yang dihasilkan adalah 94-95%.^[3]

2.1.2. Proses Dehidrasi Etanol Menggunakan Katalis Alumina



Gambar 2.2. Proses Dehidrasi Etanol Menggunakan Katalis Alum

Proses :

Dehidrasi menggunakan katalis alumina dilakukan pada suhu 180 °C hingga 230 °C, suhu yang lebih tinggi diperlukan menjelang akhir masa memakai katalis. reaksi dilakukan dalam reaktor tabung baja tungku, yang berisi katalis aluminium. etanol 94,5 % pertama-tama dilewatkan melalui vaporizer dan kemudian dialirkan ke reaktor melewati katalis. reaksinya pada sekitar 25 kJ/mol dihilangkan dengan memompa air di bawah tekanan untuk menghasilkan uap. Suhu pada reaktor dikontrol menggunakan *Drum pressure*. konversi etanol per lintasan adalah 60-80% tergantung pada aktivitas katalis. uap yang meninggalkan reaktor terkondensasi dan dicuci dengan larutan natrium hidroksida encer untuk menghilangkan asam sulfat.^[6]

kemudian diumpankan menuju kolom fraksinasi sehingga terjadi pemisahan, produk atas yaitu eter dan produk bawah adalah air yang akan dibuang ke limbah. produk atas kolom dikembalikan ke vaporizer untuk di recycle. uap eter dari atas kolom melalui reflux condenser dipertahankan pada suhu 34°C. fraksi yang mendidih dikembalikan ke kolom, sedangkan uap eter dikondensasi dan dialirkan menuju tangki penyimpanan.^[3] maksimal yield sebesar 90%^[6]

2.2. Seleksi Proses

Sebelum menentukan pilihan proses yang tepat dan perlu adanya studi perbandingan dari beberapa proses alternative baik dari aspek teknis maupun ekonomis.

Tabel 2.1. Seleksi Proses

Parameter	Macam Proses	
	Dehidrasi Etanol dengan Asam Sulfat	Dehidrasi Etanol dengan katalis Alumina
1. Aspek Teknis Proses		
- Bahan Baku	- C ₂ H ₅ OH - H ₂ SO ₄	- C ₂ H ₅ OH - H ₂ SO ₄
- Katalis		- Al ₂ O ₃
2. Teknis		
- Suhu	125-140°C	180-230°C
- Tekanan	1 atm	1 atm
- Yield	94-95%	90%
3. Aspek Ekonomi		
Biaya produksi	Murah	Mahal

Dari tabel diatas proses yang akan digunakan pada pabrik dietil eter yang baik dan efisien dari segi teknis dan ekonomis adalah dengan proses dehidrasi etanol yang mereaksikan etil alkohol dengan asam sulfat karena :

1. Biaya investasi yang dibutuhkan lebih kecil
2. Suhu yang digunakan lebih rendah, yaitu 125-140°C
3. Yield yang didapatkan lebih besar, yaitu 94-95%

2.3. Uraian Proses

Pada pembuatan dietil eter dari asam sulfat dan etanol terdiri dari ¹ tahap-tahap sebagai berikut :

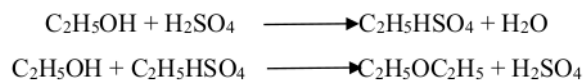
1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan dan pemurnian
4. Tahap penanganan produk

2.3.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Etanol dengan kemurnian 95% dari tangki penyimpanan (F-114) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm masuk ke vaporizer (V-116), kemudian uap dari etanol dikondisikan pada suhu 127°C dan tekanan pada 1 atm kemudian etanol yang tidak menguap atau liquid masuk ke dalam waste, uap yang dihasilkan dari vaporizer masuk ke reaktor (R-110) melalui sparger, dimana pada reaktor sudah terisi dengan H₂SO₄ 96% dari storage (F-111) yang telah dipanaskan melalui heater (E-113) dari suhu 30°C menjadi 127°C, H₂SO₄ masuk ke reaktor (R-110) melalui spray.

2.3.2. Tahap Reaksi

Didalam reaktor (R-110), etanol 95% direaksikan dengan H₂SO₄ 96% sehingga terjadi dehidrasi dimana setiap pasang molekul etanol akan kehilangan satu molekul air sehingga terbentuk dietil eter, reaksi :



Reaksi ini terjadi pada suhu 127°C dan tekanan 1 atm dengan kondisi reaktor eksotermis. Konversi etanol menjadi dietil eter 95%. Terdapat dua produk dari reaktor berupa *Liquid* asam sulfat, dimetil sulfat dan air yang turun kebawah dan produk atas berupa uap dietil eter, etanol, dan air. Hasil reaksi yang berupa uap kemudian dilanjutkan menuju destilasi untuk dipisahkan (D-120) sedangkan untuk produk yang berupa *Liquid* akan dilanjutkan ke Cooler (E-117) untuk didinginkan.

2.3.3. Tahap Pemisahan

Hasil produk atas dari reaktor (R-110) dialirkan kedalam kolom destilasi (D-120). Hasil atas berupa dietil eter, sedikit etanol, dan sedikit air. Hasil bagian bawah berupa etanol, air, dan sedikit dietil eter kemudian produk bawah dialirkan ke Reboiler (E-122), uap dari reboiler di refluks ke destilasi, dan produk bawah reboiler akan di alirkan ke cooler (E-123) untuk didinginkan

2.3.4. Tahap Penanganan



Dietil eter dari produk destilat kolom destilasi ditampung kedalam akumulator (F-125). Selanjutnya dietil eter masuk ke Cooler (E-126) untuk didinginkan sebelum dikemas pada suhu 30°C. Kemudian produk dietil eter ditampung di tangki penyimpanan sementara (F-127) kemudia dikemas menggunakan mesin pengemas (P-128) selanjutnya disimpan dalam gudang produk (F-129) dan siap dipasarkan.

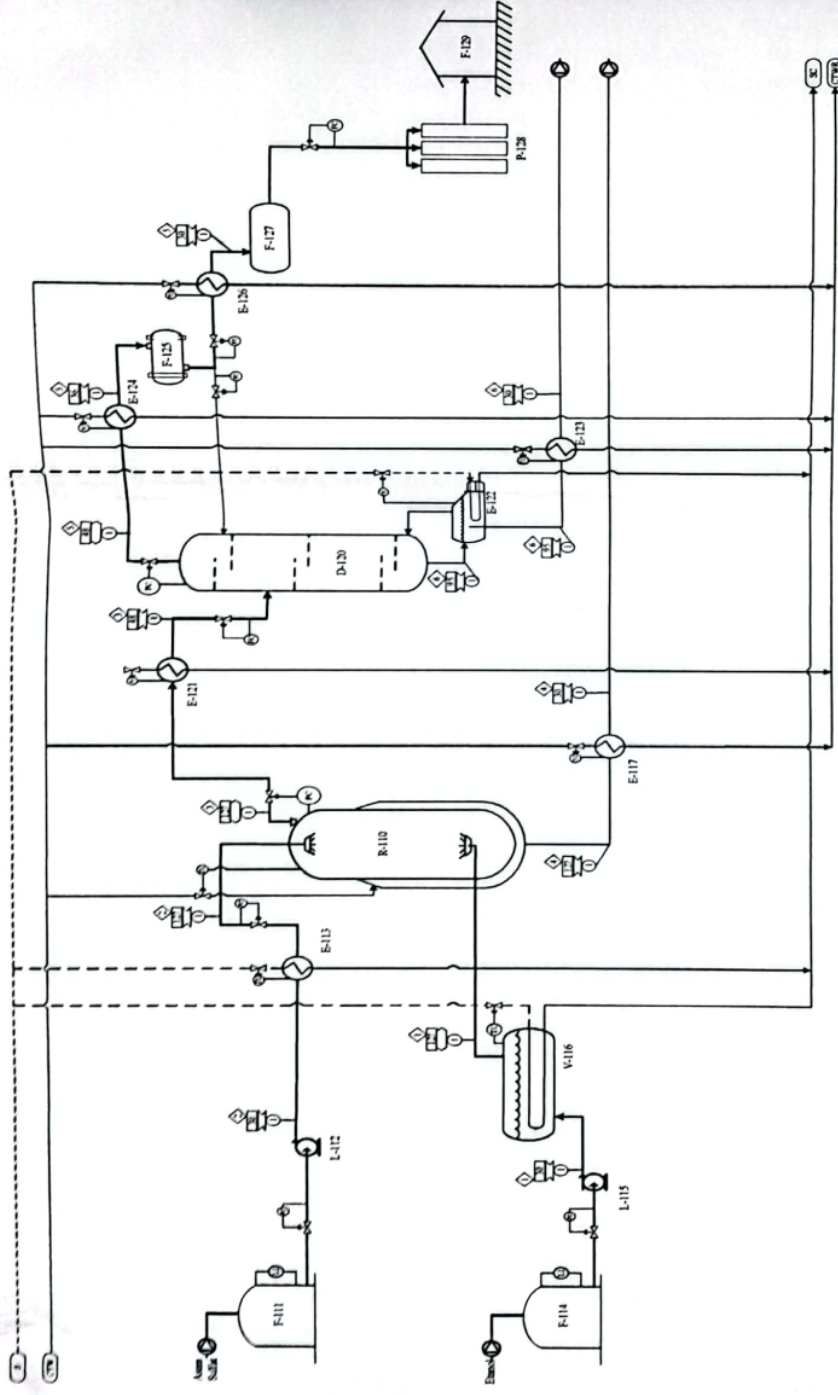
15	○	PRESSURE INDICATOR
14	○	TEMPERATURE INDICATOR
13	○	PRESSURE CONTROLLER
12	○	TEMPERATURE CONTROLLER
11	○	FLOW INDICATOR
10	○	STEAM CONDENSAT
9	○	WASTE WATER TREATMENT
8	○	COOLING TOWER WATER RETURN
7	○	COOLING WATER
6	○	STEAM
5	○	ALIRAN LIQUID
4	○	ALIRAN GAS
3	○	ALIRAN MASSA
2	○	TEMPERATUR (°C)
1	○	TEMPERATUR (°m)
NO	SMBOL	KETERANGAN

18	F-129	GEDUNG PRODUK
17	F-128	PACKING PRODUK
16	F-127	PENYIMPANAN SEMIUTARA
15	E-126	COOLER
14	F-125	AKUMULATOR
13	E-124	KONDENSOR
12	E-123	COOLER
11	E-122	REKULER
10	D-120	DISTILASI
9	E-121	KONDENSOR
8	E-117	COOLER
7	R-110	REAKTOR
6	V-116	VAPORIZER
5	L-115	POMPA SENTRIFUGAL
4	F-114	STORAGE ETANOL
3	E-113	HEATER
2	L-112	POMPA SENTRIFUGAL
1	F-111	STORAGE ASAM SULFAT
NO	NODE	KETERANGAN

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FLOW SHEET
PRA RENCANA PABRIK
DITEL. ETER DARI ETANOL DAN ASAM SULFAT DENGAN
PROSES DISTILASI ETANOL KAPASITAS 5000 TON/TAMBAH

DIMANANGGULI:


 AHMAD FAUZAN 1904110011
 RIZKI LAILA 1904110011

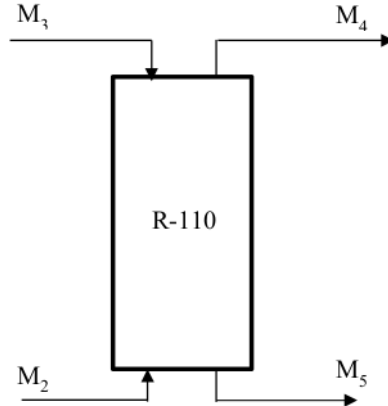


KOMPONEN	BM	ALIRAN PROSES					
		1	2	3	4	5	6
C ₂ H ₅ O	46	12817,3981	-	640,8699	-	16,0217	326,5399
H ₂ O	18	674,9999	539,6799	3713,9821	539,6799	97,8496	3621,1326
H ₂ SO ₄	98	-	12952,3180	-	8641,0092	-	-
C ₂ H ₅ O	74	-	-	6530,7986	-	6204,2587	326,5399
C ₂ H ₅ SO ₄	126	-	-	-	11112,4365	-	-
TOTAL		13491,9980	13491,9980	10883,6507	20293,1256	6313,1300	4572,5207

III-2

2. Reaktor

Fungsi : Untuk mereaksikan etanol dan asam sulfat



Keterangan :

M₂ = Aliran uap etanol masuk reaktor

M₃ = Aliran asam sulfat masuk reaktor

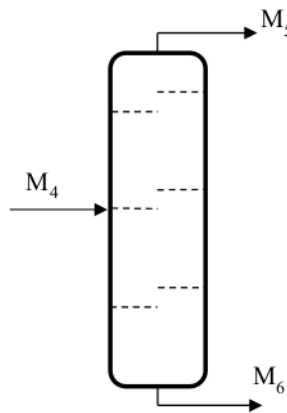
M₄ = Aliran produk keluar reaktor

M₅ = Aliran spent acid keluar reaktor

Komponen Masuk		Komponen Keluar	
M ₂ (kg/jam)		M ₄ (kg/jam)	
C ₂ H ₅ OH	12817,3981	C ₂ H ₅ OH	640,8699
H ₂ O	539,6799	C ₄ H ₁₀ O	6530,7986
jumlah	13357,0780	H ₂ O	3713,9821
M ₃ (kg/jam)		Jumlah	10885,6507
H ₂ SO ₄	17282,0184	M ₅ liquida dari reaktor	
H ₂ O	539,6799	H ₂ SO ₄	8641,0092
jumlah	17821,6983	C ₂ H ₆ SO ₄	11112,4365
		H ₂ O	539,6799
		Jumlah	20293,1256
Total	31178,7763	Total	31178,7763

3. Destilasi

Fungsi : Untuk memisahkan dietil eter dari komponen



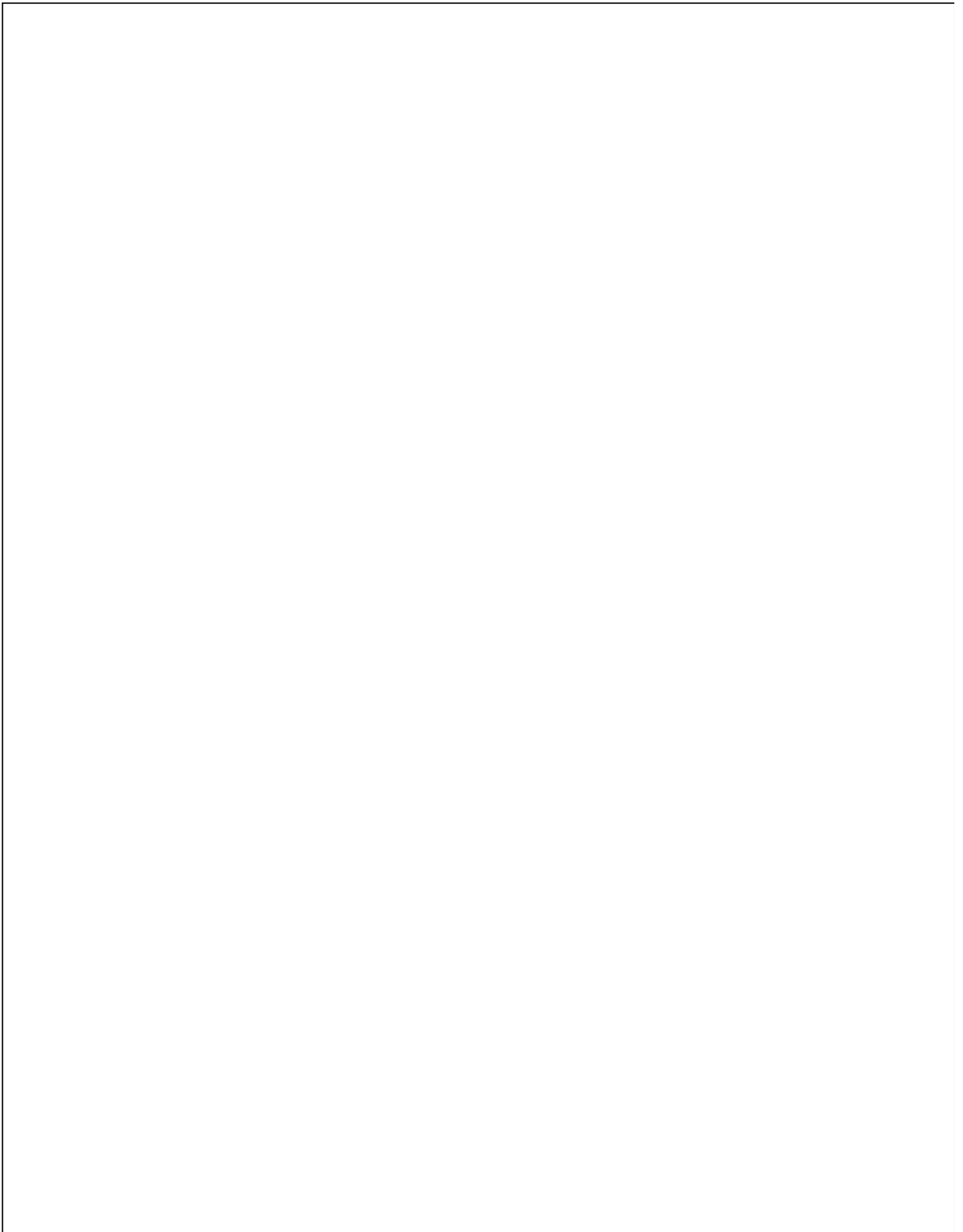
Keterangan :

M_5 = Aliran uap masuk dari scrubber

M_6 = Aliran produk distilat keluar destilasi

M_7 = Aliran produk bottom keluar destilasi

Komponen Masuk		Komponen Keluar	
M_5 (kg/jam)		M_6 (kg/jam)	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
C ₄ H ₁₀ O	6530,7986	C ₄ H ₁₀ O	6204,2587
C ₂ H ₅ OH	640,8699	C ₂ H ₅ OH	16,0217
H ₂ O	3713,9821	H ₂ O	92,8496
		Jumlah	6313,1300
		M_7 (kg/jam)	
		Komponen	Kg/jam
		C ₄ H ₁₀ O	326,5399
		H ₂ O	3621,1326
		C ₂ H ₅ OH	624,8482
Jumlah	10885,6507	Jumlah	4572,5207
Total	10885,6507	Total	10885,6507

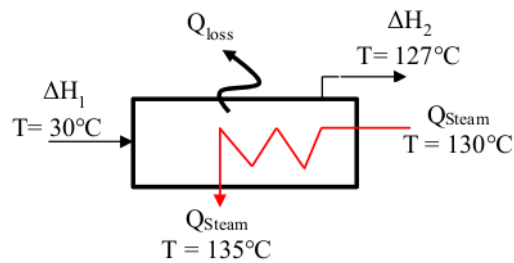


BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi Dietil Eter = 50.000 ton/tahun
 Jumlah hari kerja = 330 hari
 Jumlah waktu kerja perhari = 24 jam
 Kapasitas produksi Dietil Eter = 6313,131 kg/jam
 Temperatur referensi = 25°C = 298,15°K

1. Vaporizer (V-116)

Fungsi : Untuk menguapkan etanol



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada gas keluar vaporizer

Q = Panas yang terkandung dalam pemanas

Q_{Loss} = Panas yang hilang

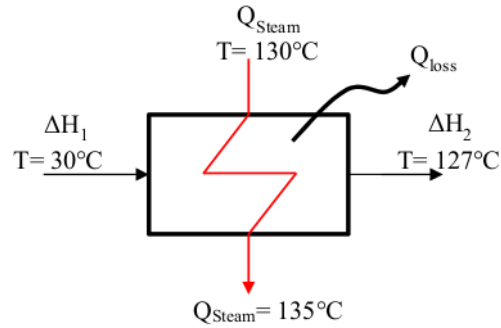
Neraca Panas total = $\Delta H_1 + Q_{Steam} = \Delta H_2 + Q_{Loss}$

Neraca Panas			
Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
Komponen	Energi kcal/jam	Komponen	Energi kcal/jam
ΔH_1	3,92E+04	ΔH_2	3,59E+05
Q_{steam}	3,20E+05	Q_{loss}	3,92E+02
Total	3,59E+05	Total	3,59E+05

IV-2

2. Heater

Fungsi : Untuk memanaskan Asam sulfat sebelum masuk reaktor



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk heater

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar heater masuk reaktor

Q_{Steam} = Panas yang terkandung dalam pemanas

Q_{Loss} = Panas yang hilang

Direncanakan :

Suhu bahan masuk = $30^\circ\text{C} = 303,15^\circ\text{K}$

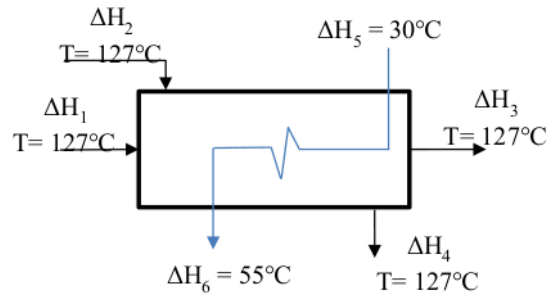
Suhu bahan keluar = $127^\circ\text{C} = 400,15^\circ\text{K}$

Neraca panas total = $\Delta H_1 + Q_{\text{Steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{Loss}}$

Neraca Panas			
Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
komponen	Energi kcal/jam	Komponen	energikcal/jam
ΔH_1	3,23E+04	ΔH_2	6,84E+05
Q_{steam}	6,59E+05	Q_{loss}	6,84E+03
Total	6,91E+05	Total	6,91E+05

3. Reaktor

Fungsi : Untuk mereaksikan antara Etanol dengan Asam sulfat



Keterangan :

- ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk Etanol
 ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan masuk asam sulfat
 ΔH_3 = Panas yang terkandung dari bahan keluar reaktor (gas)
 ΔH_4 = Panas yang terkandung dari bahan keluar reaktor (*Liquid*)
 ΔH_R = Panas yang terjadi dalam reaksi
 ΔH_5 = Panas yang terkandung pada pendingin masuk
 ΔH_6 = Panas yang terkandung pada pendingin keluar
 Q_{Loss} = Panas yang hilang

Direncanakan :

- Suhu etanol masuk = $127^\circ\text{C} = 400,15^\circ\text{K}$
 Suhu asam sulfat masuk = $127^\circ\text{C} = 400,15^\circ\text{K}$
 Suhu produk keluar atas = $127^\circ\text{C} = 400,15^\circ\text{K}$
 Suhu produk keluar bawah = $127^\circ\text{C} = 400,15^\circ\text{K}$
 Suhu air pendingin masuk = $30^\circ\text{C} = 303,15^\circ\text{K}$
 Suhu air pendingin keluar = $55^\circ\text{C} = 328,15^\circ\text{K}$
 Suhu referensi = $25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$

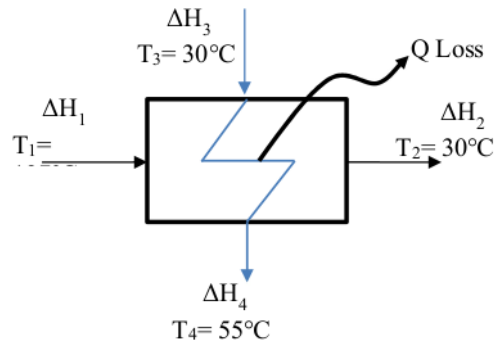
Neraca Panas Reaktor (R-110)

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (Kkal/Jam)	Komponen	Energi (Kkal/Jam)
ΔH_1	359090,6148	ΔH_{produk}	1140410,7641
ΔH_2	684097,4121	Q_{Loss}	10431,8803
ΔH_R	1284200,8177	Q_s	1079323,4629

Total	2,E+06	Total	2,E+06
--------------	---------------	--------------	---------------

4. Cooler (E-117)

Fungsi : Untuk Menurunkan suhu keluaran *Bottom* produk dari reaktor



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk kondensor

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar kondensor

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar

Q_{Loss} = Panas yang hilang

Direncanakan :

Suhu bahan masuk = $127^\circ\text{C} = 400,15^\circ\text{K}$

Suhu produk keluar = $30^\circ\text{C} = 303,15^\circ\text{K}$

Suhu air pendingin masuk = $30^\circ\text{C} = 303,15^\circ\text{K}$

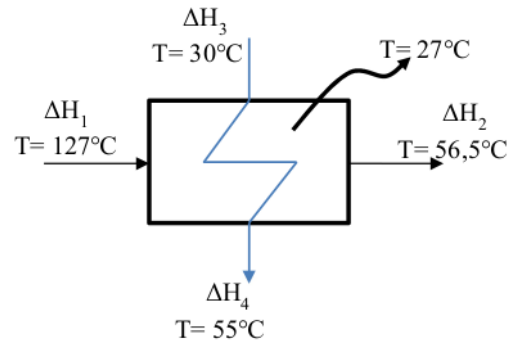
Suhu air pendingin keluar = $55^\circ\text{C} = 328,15^\circ\text{K}$

Neraca Panas Overall = $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_s + Q_{Loss}$

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (Kkal/Jam)	Komponen	Energi (Kkal/Jam)
ΔH_1	705170,8337	ΔH_2	35749,7621
ΔH_3	132937,1543	ΔH_4	795306,5175
		Q_{Loss}	7051,7083
Total	838107,9880	Total	838107,9880

5. Kondensor (E-121)

Fungsi : Untuk merubah fase produk dari gas ke cair sebelum masuk destilasi



Direncanakan :

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk kondensor

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar kondensor

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar

Q_{Loss} = Panas yang hilang

Suhu bahan masuk = 127 °C = 400,15°K

Suhu produk keluar = 48,049 °C = 321,2°K

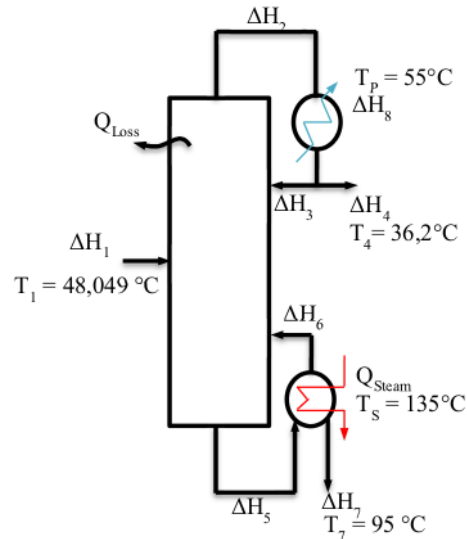
Suhu air pendingin masuk = 30°C = 303,15°K

Suhu air pendingin keluar = 55°C = 328,15°K

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	437.935,8993	ΔH_2	435.239,9304
ΔH_4	2.015,4950	ΔH_5	332,1049
		Q_{Loss}	4.379,3590
Total	439.951,3943	Total	439.951,3943

IV-6

6. Kolom destilasi (D-130)



Keterangan :

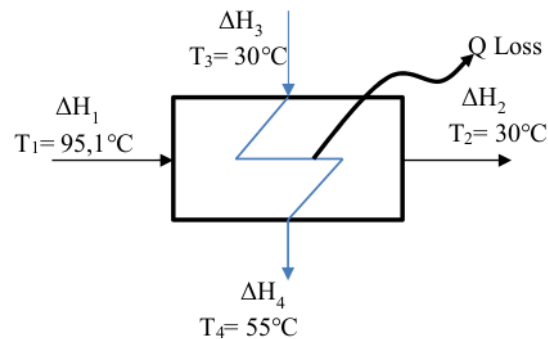
- ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk kolom destilasi
- ΔH_2 = Panas yang terkandung pada vapor menuju kondensor
- ΔH_3 = Panas liquid keluar kondensor yang refluks
- ΔH_4 = Panas liquid keluar kondensor sebagai destilat
- ΔH_5 = Panas liquid masuk reboiler
- ΔH_6 = Panas vapor keluar reboiler yang di refluks
- ΔH_7 = Panas vapor keluar reboiler yang di bottom
- Q_{Steam} = Panas yang terkandung pada steam
- Q_{Loss} = Panas yang hilang
- $Q_{\text{Pendingin}}$ = Panas yang terkandung pada pendingin

Direncanakan :

- Suhu bahan masuk = 48,049 °C = 321,2°K
- Suhu produk atas keluar = 36,2 °C = 309,41°K
- Suhu produk keluar Bawah = 95,082 °C = 368,23°K
- Suhu air pendingin masuk = 30 °C = 303,15°K
- Suhu air pendingin keluar = 55 °C = 328,15°K

Neraca Panas Kolom Distilasi (D-130)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (kkal/jam)	Komponen	Energi (kkal/jam)
ΔH_1	180964,739	ΔH_4	41133,9455
Q_R	155171,566	ΔH_7	292694,366
		Q_C	592,017
		Q_{loss}	1715,9768
Jumlah	336136,305	Jumlah	336136,305
Aliran Panas Kondensor			
ΔH_2	42029,2416	ΔH_4	41133,9455
		ΔH_3	303,2793
		Q_C	592,017
Jumlah	42029,2416	Jumlah	42029,2416
Aliran Panas Reboiler			
ΔH_5	412801,183	ΔH_6	120114,557
Q_R	4135,8297	ΔH_7	292694,366
		Q_{loss}	4128,0892
Jumlah	416937,012	Jumlah	416937,012
Total	795102,56	Total	795102,56

7. Cooler (E-123)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran *Bottom produk* destilasi

Keterangan :

- ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk kondensor
 ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar kondensor
 ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk
 ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar
 Q_{Loss} = Panas yang hilang

IV-8

Direncanakan :

Suhu bahan masuk = $95,1^{\circ}\text{C} = 368,2325^{\circ}\text{K}$

Suhu produk keluar = $30^{\circ}\text{C} = 303,15^{\circ}\text{K}$

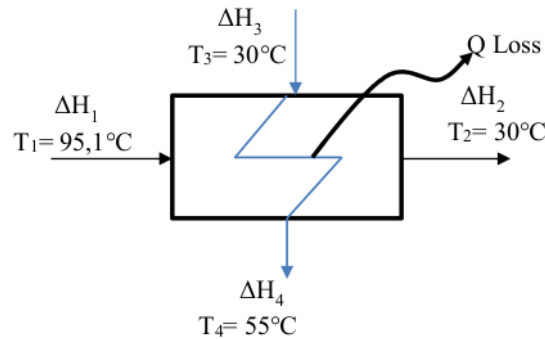
Suhu air pendingin masuk = $30^{\circ}\text{C} = 303,15^{\circ}\text{K}$

Suhu air pendingin keluar = $55^{\circ}\text{C} = 328,15^{\circ}\text{K}$

Neraca Panas Cooler (E-121)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (Kkal/Jam)	Komponen	Energi (Kkal/Jam)
ΔH_1	292683,9962	ΔH_2	20810,1343
ΔH_3	53977,5142	ΔH_4	322924,5361
		Q_{Loss}	2926,8400
Total	346661,5104	Total	346661,5104

8. Cooler (E-126)

Fungsi : untuk mendinginkan produk destilat sebelum masuk proses *Packing*



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk kondensor

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar kondensor

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar

Q_{Loss} = Panas yang hilang

Direncanakan :

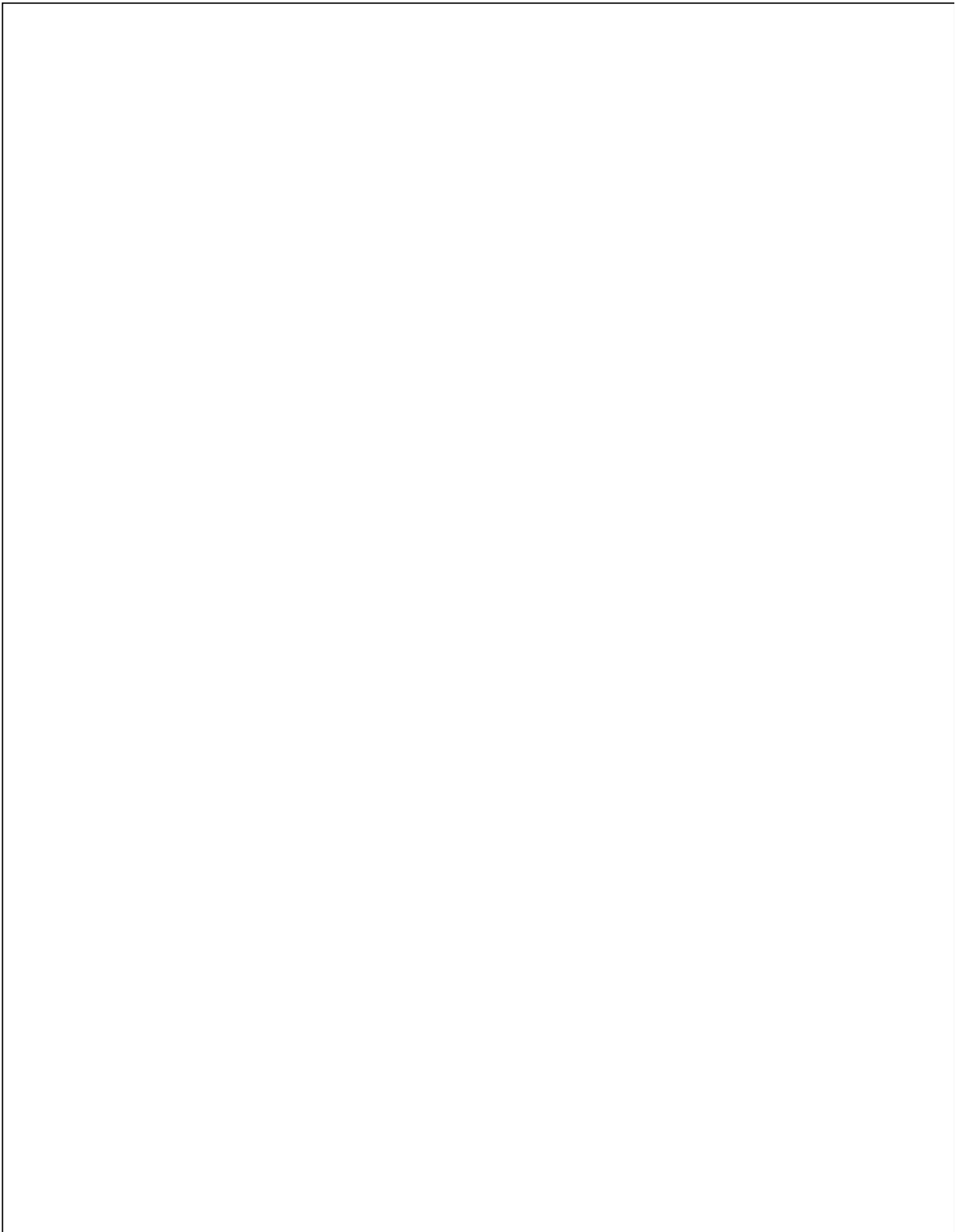
Suhu bahan masuk = $36,2^{\circ}\text{C} = 309,41^{\circ}\text{K}$

Suhu produk keluar = $30^{\circ}\text{C} = 303,15^{\circ}\text{K}$

Suhu air pendingin masuk = $30^{\circ}\text{C} = 303,15^{\circ}\text{K}$

Suhu air pendingin keluar = $55^{\circ}\text{C} = 328,15^{\circ}\text{K}$

Neraca Panas Cooler (E-121)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (Kkal/Jam)	Komponen	Energi (Kkal/Jam)
ΔH_1	41133,9455	ΔH_2	17703,1957
ΔH_3	4619,9826	ΔH_4	27639,3929
		Q_{Loss}	411,3395
Total	45753,9281	Total	45753,9281



BAB V
SPESIFIKASI PERALATAN

No.	Nama Alat	Kode	Tipe	Ukuran	Bahan Kontruksi	Jumlah
1.	Storage Asam sulfat	F-111	Silinder tegak	- Volume = 6439,856 - Do = 277,17 in - Di = 238,5 in - Pi = 2,816 psig - Ts = 3/16 in - Ls = 29,8125 in - H = 33,17138 in - Tha = 1/16 in	Iron and steel	2
2.	Pompa Asam sulfat	L-112	sentrifuga 1	- P = 2 Hp - Rate = 1097,665 ft ³ /jam	Commercial steel	1
3.	Heater	E-113	DPHE	- Do = 0,62 in - Di = 2,07 in - L = 56,25271 ft - Kapasitas = 17821,7 kg/jam	Stainless steel	1
4.	Storage Etanol	F-114	Silinder tegak	- Volume = 2696,4 - Do = 207,38 in - Di = 190,5 in - Pi = 2,749 psig - Ts = 2/16 in - Ls = 23,8125 in - H = 26,49538 in - Tha = 2/16 in	Iron and steel	1
5.	Pompa Etanol	L-115	Sentrifugal	- P = 1 Hp - Rate = 617,9942 ft ³ /jam	Commercial steel	1
6.	Vaporizer	V-116	Shell & Tube	- Do = 3/4 - Di = 0,083333 - L = 12 ft - Kapasitas = 10253,92 kg/jam	Iron and steel	1
7.	Reaktor	R-110	BAB VI Perancangan Alat Utama Ady Dwi Tegar			
8.	Cooler	E-117	Shell & Tube	- L = 20,00 ft - Pt = 1,25 in - A = 638,1331 in - B = 2 in	Stainless steel	1

9.	Kondensor	E-131	Shell & Tube	- Kapasitas = 10885,65 kg/jam SHELL : - IDs = 8 in - B = 8 in TUBE : - L = 16 in	Carbon Steel	1
10.	Destilasi	D-130	BAB VI Perancangan Alat Utama Ahmad Nurul Hakim			
11.	Reboiler	E-132	DPHE	- Kapasitas = 4572,521 kg/jam - Do = 2,38 in - Di = 2,067 in	Stainless steel	1
8.	Cooler	E-117	Shell & Tube	- L = 20,00 ft - Pt = 1,25 in - A = 454,775 ft - B = 2 in	Stainless steel	1
12.	Kondensor	E-133	Shell & Tube	- Kapasitas = 6.313,13 kg/jam SHELL : - IDs = 8 in - B = 16 in TUBE : - L = 16 in	Carbon Steel	1
13.	Akumulator	F-134	Silinder Horizontal	- Volume = 281,0 - Do = 32,00 in - Di = 31,6 in - Ts = 3/14 in - L = 47,4375 in - H = 58,12675 in - Tha = 3/16 in	Stainless steel	1
14.	Cooler	E-135	Shell & Tube	- Kapasitas = 6.313,13 kg/jam SHELL : - IDs = 15 in - B = 3,05 in TUBE : - L = 20 ft	Stainless steel	1
15.	Penyimpanan sementara	F-136	Silinder Tegak	- Volume = 759,5 - Do = 136,11 in - Di = 2877,0 in - Ts = 2/6 in - Ls = 359,625 in - H = 400,1428 in - Tha = 2/16 in	Iron ad steel	2

16.	Packing Produk	P-137		- Kapasitas mesin = 13920,45 lb/jam - Volume mesin = 224,4004 ft ³ /jam	Stainless steel	1
17.	Gudang Dietil Eter	F-138	Gedung	- Kapasitas = 2560,534 m ³ - Panjang = 26 m - Lebar = 7 m - Tinggi = 12 m	Beton	1

BAB VI
PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor

Kode : R-110

Dasar Perancangan

Fungsi : Sebagai tempat untuk mereaksikan Etanol (C₂H₆O) dengan (H₂SO₄) dengan proses dehidrasi

Perlengkapan : - Shower
- Jaket pendingin
- Sparger

Reaksi yang terjadi : - Reaksi I



Tipe : Reaktor Gelembung (Bubble Reactor)

Tutup Reaktor : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standar dished dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 120°

Kondisi Operasi :

- Temperatur = 127 °C = 400 K = 261 °F
- Tekanan = 2100 kpa = 1 atm = 14,6959 psia
- Waktu operasi = 30 menit = 0,5 menit
- Fase = Gas-Liquid
- Reaksi = Eksotermis
- Feed bahan masuk = 31178,7763 kg/jam
= 68737,35 lb/jam
= 19,0937 lb/detik

Direncanakan

- Bahan konstruksi : High Alloy steel SA 240 Grade M type 316
- Allowable stress (f) : 18750 (APP D. Brownell and Young, Hal 342)
- Tipe pengelasan : Double welded butt joint
- E : 0,8 (Brownell, 1959. Tabel 13-2)
- Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

1 Komponen masuk reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Rate		Komposisi bahan masuk	
		kg/jam	kgmol/jam		
C ₂ H ₆ O	74,1252	12817,3981	172,9156	Etanol	= 12817,398 Kg/ jam
					= 28257,236 lb/ jam
H ₂ O	18,0150	539,679918	29,9573		= 7,8492322 lb/ detik
H ₂ SO ₄	98,0800	17282,0184	176,2033	Asam Sulfat	= 17282,018 Kg/ jam
H ₂ O	18,0150	539,679918	29,9573		= 38099,938 lb/ jam
Total	208,23516	31178,776	409,0334		= 10,583316 lb/ detik

Komposisi Bahan Masuk

- H₂SO₄ = 13491,9980 kg/jam = 29744,4587 lb/jam
- Gas Masuk = 10793,5984 kg/jam = 23795,5669 lb/jam

Data densitas campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	ρ ((lb/ft ³))	xi.pi
C2H6O	12817,3981	0,4111	42,2784	17,3804
H2O	539,6799	0,0173	57,9186	1,0025
H2SO4	17282,0184	0,5543	106,4029	58,9779
H2O	539,6799	0,0173	57,9186	1,0025
Total	31178,7763	1,0000	264,5185	78,3633

(data densitas diperoleh dari Yaws, density of liquid Hal. 185 dan Engineering Toolbox)

2 Menentukan densitas campuran Liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	ρ ((lb/ft ³))	xi.ri
H2SO4	17282,0184	0,9697	106,4029	103,1808
H2O	539,6799	0,0303	57,9186	1,7539
Total	17821,6983	1,0000	264,5185	104,9347

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.pi}{\sum xi} = \frac{104,9347}{1,0000} = 104,935 \text{ lb/ft}^3 = 1680,8967 \text{ Kg/ m}^3$$

(Dikutip dari Yaws, Tabel 21-1) $\mu = A+BT+CT^2$

Komponen	A	B	C	μ (Cp)
C2H6O	-6,4406	1117,600	0,0137	449,398
H ₂ O	-10,2158	1792,500	0,0177	720,098
H2SO4	-18,7045	3496,200	0,0331	1404,28
H2O	-10,2158	1792,500	0,0177	720,098
Total				3293,88

3 Menentukan viskositas campuran Liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	μ (Cp)	μ (lb/ft.s)	xi. μ_i
C2H6O	12817,3981	0,4111	449,3982	0,30198	1,24E-01
H2O	539,6799	0,0173	720,0976	0,48388	8,376E-03
H2SO4	17282,0184	0,5543	1404,2825	0,94364	5,230E-01
H2O	539,6799	0,0173	720,0976	0,483884	8,376E-03
Total	31178,7763	1,0000	3293,8759	2,2134	0,66394009

(data densitas diperoleh dari Yaws, Viscosity of liquid and gas Hal 483 dan 501)

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	μ (Cp)	μ (lb/ft.s)	xi. μ_i
H2SO4	17282,0184	0,9697	1404,2825	0,94364	0,9151
H2O	539,6799	0,0303	720,0976	0,483884	0,0147
Total	17821,6983	1,0000	2124,3801	1,4275	0,9297134

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0,92971}{1,000} = 0,9297 \text{ lb/ft.s} = 3346,97 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\text{Bahan masuk} = 31178,78 \text{ kg/jam} = 68737,35 \text{ lb/jam}$$

4 Menentukan Densitas Campuran Gas

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.pi
C2H6O	12817,398	0,9596	42,2784	40,5702
H ₂ O	539,6799	0,0404	57,9186	2,3401
Total	13357,078	1,0000	100,1970	42,9104

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum x_i \rho_i}{\sum x_i}$$

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{42,9104}{1,0000} = 42,9104 \text{ lb/ft}^3 = 687,3598 \text{ kg/m}^3$$

5 Menentukan Viskositas Campuran Gas

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ i
C ₂ H ₆ O	12817,398	0,9596	449,3982	431,2407
H ₂ O	539,6799	0,0404	720,0976	29,0949
Total	13357,078	1	1169,4958	460,3356

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{\sum x_i \mu_i}{\sum x_i}$$

$$\mu_{\text{gas}} = \frac{460,3356}{1} = 460,3356 \text{ lb/ft.s} = 1657207,9978$$

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk} &= 31178,7763 \text{ kg/jam} = 68736,730 \text{ lb/jam} \\ \text{Rate aliran} &= \frac{m}{\rho} = \frac{68736,73}{147,8451} = 464,9240 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{Lama operasi} &= 1/2 \text{ jam} \end{aligned}$$

Menentukan Volume Reaktor

$$V_{\text{gas}} = \frac{n \times R \times T}{P}$$

(karena reaksi dengan suhu tinggi dan tekanan tinggi (Eksoterm))

Dimana,

$$\begin{aligned} P &: \text{ Tekanan Operasi} &= 14,6959 \text{ psia} &= 1489062,07 \text{ Pa} \\ n &: \text{ Rate Massa} &= 409,033 \text{ kgmol/jam} \\ R &: \text{ Konstanta Gas Ideal} &= 831447 \text{ Pa/ Kgmol.K} \\ T &: \text{ Temperatur} &= 127 \text{ C} \\ & &= 259,6 \text{ F} \\ & &= 719,6 \text{ R} \\ & &= 400,2 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{gas}} &= \frac{n \times R \times T}{P} \\ &= \frac{409,0334 \times 831447 \times 400,15}{1489062,068} \\ &= 91391,0 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 25,3864 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Menentukan Waktu Reaksi

Mencari CaO

$$\text{CaO} = \frac{P}{R \times T} \quad (\text{Levenspiel, Pers. 2 hal. 39})$$

Dimana,

VI-4

P : Tekanan = 1489062 Pa
 R : Konstanta = 831447 .Pa/ Kmol.K
 T : Temperatur = 400,15 K

$$CaO = \frac{P}{R \times T}$$

$$CaO = \frac{1489062}{831447 \times 400,15}$$

$$= 0,0044756 \text{ Kmol/ m}^3$$

$$= 4,476E-06 \text{ Kmol/ L}$$

$$FaO = \frac{18,432548}{1680,8967}$$

$$= 0,0109659$$

$$\tau = \frac{V}{V_c} = \frac{V_{CaO}}{FaO} \text{ (Levenspiel, Pers.17 hal.102)}$$

(basis volume waktu = 1 second)

$$\tau = \frac{V \times CaO}{FaO}$$

$$= \frac{25,4 \times 0,0045}{0,010965902}$$

$$= 10,361245 \text{ detik}$$

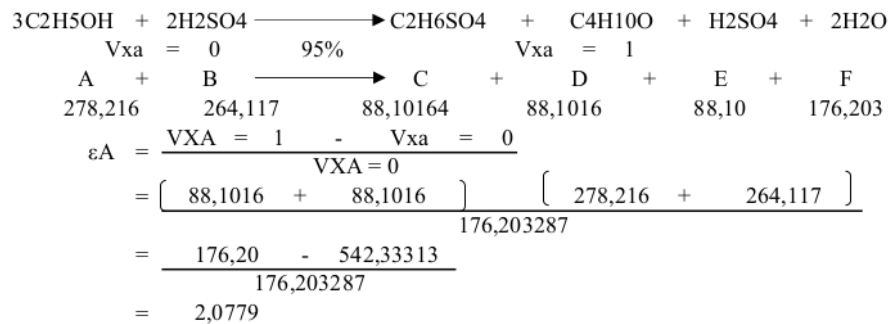
$$= 0,0028781 \text{ jam}$$

Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

$$-r_A = k \cdot C_a \cdot C_b$$

$$= k \cdot Ca^2$$

$$= k \cdot (CaO_2)(1-X_a)^2$$



$$CAO \ k\tau = 2\epsilon_A(1 + \epsilon_A)\ln(1 + X_A) + \epsilon_A^2 X_A + \frac{(\epsilon_A + 1)^2 X_A}{1 - X_A}$$

$$0,00598 = -41,17252242 + 4,144894523 + 9,473364799$$

$$k = 0,0814$$

Menentukan Volume Liquid (V1)

$$\begin{aligned}
 - \text{Densitas Liquid} &= 40,3475 \text{ lb/ft}^3 \\
 - \text{Rate Liquid (v0)} &= \frac{38099,9377 \text{ lb/jam}}{40,3475 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 944,2944 \text{ ft}^3/\text{Jam}
 \end{aligned}$$

- Dari Levenspiel persamaan 8 halaman 101, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \tau &= \frac{V}{v_0} \\
 0,0029 &= \frac{V}{944,2944} \\
 V &= 2,7178 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menentukan Volume Gas

$$\begin{aligned}
 - \text{Densitas Gas} &= 42,9104 \text{ lb/ft}^3 \\
 - \text{Rate Gas (v0)} &= \frac{23795,5669 \text{ lb/jam}}{42,9104 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 554,5412 \text{ ft}^3/\text{Jam}
 \end{aligned}$$

- Dari Levenspiel persamaan 8 halaman 101, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \tau &= \frac{V}{v_0} \\
 0,0029 &= \frac{V}{554,5412} \\
 V &= 1,5960 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

6,1 Rancangan Dimensi Reaktor**A Volume Reaktor**

$$\begin{aligned}
 - \text{Volume Liquid} &= 2,7178 \text{ ft}^3 \\
 - \text{Asumsi Ruang Kosong} &= 30\% \\
 - \text{V Total} &= \text{V Liquid} + \text{V Ruang Kosong} \\
 \text{V Total} &= 2,7178 + 30\% \text{ V Total} \\
 0,7 \text{ V Total} &= 2,7178 \text{ ft}^3 \\
 \text{V Total} &= 3,8826 \text{ ft}^3 \\
 - \text{V Ruang Kosong} &= 30\% \text{ V Total} \\
 &= 30\% \times 3,8826 \text{ ft}^3 \\
 &= 1,1648 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

B. Menentukan Dimensi Reaktor**1. Menghitung diameter Reaktor**

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } L_s &= 1,5 \text{ di} \\
 \text{Tutup Bawah} &= \text{Tutup Atas} = \text{Standard Dished}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{V Total} &= \text{V Tutup Bawah} + \text{V Silinder} + \text{V Tutup Atas} \\
 3,8826 &= 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{Di}^2 \cdot L_s}{4} + 0,0847 \text{ di}^3 \\
 3,8826 &= (2 \times 0,0847 \text{ di}^3) + \frac{\pi \cdot \text{Di}^2 \cdot 1,5 \text{ di}}{4} \\
 3,8826 &= 0,1694 \text{ di}^3 + 1,1775 \text{ di}^3 \\
 3,8826 &= 1,3469 \text{ di}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_i &= 1,4232 \text{ ft} \\ d_i &= 17,0782 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Menentukan Volume Liquid dalam silinder

$$\begin{aligned} V_{\text{liq dalam Silinder}} &= V_{\text{liq}} - V_{\text{Tutup bawah}} \\ &= 2,7178 - 0,2442 \\ &= 2,4736 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

3. Menentukan Tinggi Liquid dalam Tangki

$$V_{\text{Liquid}} = V_{\text{Tutup Bawah}} + V_{\text{liquid Dalam Silinder}}$$

$$2,7178 = 0,2442 + \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot L_{ls}}{4}$$

$$\begin{aligned} 2,4736 &= 1,58998 \text{ Lls} \\ L_{ls} &= 1,5558 \text{ ft} \\ L_{ls} &= 18,6692 \text{ in} \end{aligned}$$

4. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Design (Pi)} &= \text{Tekanan Operasi (P}_{\text{Operasi}}) \\ &= 14,6959 \text{ psia} \end{aligned}$$

5. Menentukan tebal silinder (ts)

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P_i \times d_i}{2(tE - 0,6 P_i)} + C \\ &= \frac{14,6959 \times 17,0782}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \times 2} + 0,063 \\ &= \frac{250,9798}{29982} + 0,063 \\ &= 0,0084 + 0,063 \\ &= 29982,4 \text{ in} \times \frac{16}{16} \text{ in} \\ &= \frac{479718,8}{16} \text{ in} \approx \frac{5}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi do :

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2 \text{ ts} \\ d_o &= 17,0782 + 2 \times \frac{5}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$d_o = 17,7032 \text{ in}$$

$$d_o = 1,4753 \text{ ft}$$

2 Dari Brownell and Young tabel 5.7 halaman 90 didapatkan:

$$d_o \text{ Tabel} = 18 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_i \text{ baru} &= d_o - 2 \text{ ts} \\ &= 18 - 2 \times \frac{5}{16} \end{aligned}$$

$$= 17,3750 \text{ in}$$

$$= 1,4479 \text{ ft}$$

6. Menghitung tinggi silinder (Ls)

$$\begin{aligned} - V_{\text{Total}} &= V_{\text{Tutup Bawah}} + V_{\text{Silinder}} + V_{\text{Tutup Atas}} \\ 2,7178 &= 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot d_i^2 \cdot L_s}{4} + 0,0847 \text{ di}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2,7178 &= 0,0847 \cdot 5245,350 + 0,79 \cdot 301,9 \text{ Ls} + 0,0847 \cdot 5245,35 \\
 \text{Ls} &= 13,9397 \text{ ft} \\
 \text{Ls} &= 13,9397 \text{ ft} \\
 \text{Ls} &= 167,2768 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$- \frac{\text{Ls}}{\text{di}} = \frac{167,277}{17,3750} = 9,6274 < 150 \text{ memenuhi}$$

C. Menentukan dimensi tutup atas (Standart dished)

1. Menghitung dimensi tutup atas (standart dished)

Tebal tutup atas

- $r = 18$ (Brownell and Young halaman 89)
- $\text{icr} = 1 \frac{1}{8}$ (Brownell and Young halaman 89)
- $\text{sf} = 1 \frac{1}{2}$ (Brownell and Young halaman 88)

$$\begin{aligned}
 \text{tha} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times \text{di}}{2(\text{FE} - 0,1 \text{ Pi})} + \text{C} \\
 &= \frac{0,89 \times 14,6959 \times 17,3750}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 14,7 \times 2} + 0,063 \\
 &= 0,0700 \\
 &= \frac{1,1205}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi Tutup Atas (ha)

$$\begin{aligned}
 \text{ha} &= 0,169 \times \text{di} \\
 &= 0,169 \times 17,3750 \text{ in} \\
 &= 2,9364 \text{ ft} \\
 &= 35,237 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tutup atas dan tutup bawah sama maka :

$$\begin{aligned}
 \text{tha} &= \text{thb} \\
 \text{ha} &= \text{hb}
 \end{aligned}$$

$$\text{tha} = \frac{1}{16} \text{ in} \text{ maka, tht} = \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$\text{ha} = 35,237 \text{ in} \text{ maka, hb} = 35,237 \text{ in}$$

Dari Perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut:

- Diameter Luar (do) = 17,7032 in
- Diameter Dalam (di) = 17,3750 in
- Tinggi Silinder (Ls) = 167,2768 in
- Tebal tutup atas (tha) = 1/16 in
- Tinggi tutup atas (ha) = 35,2365 in
- Tebal tutup bawah (thb) = 1/16 in
- Tinggi tutup bawah (hb) = 35,2365 in
- Tinggi reaktor (H) = Tinggi (tutup atas + silinder + tutup bawah) + sf
= 343,4593 in

$$= 28,6216 \text{ ft}$$

$$= 8,7239 \text{ m}$$

6.3. Perhitungan Jacket Pendingin

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \text{Suhu masuk feed } (T_1) &= 127 \text{ }^\circ\text{C} = 260,6 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu masuk feed } (T_2) &= 127 \text{ }^\circ\text{C} = 260,6 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu masuk pendingin } (t_1) &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu keluar Pendingin } (t_2) &= 55 \text{ }^\circ\text{C} = 131 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta t_1 = T_1 - t_2 &= 260,6 - 131 = 129,6 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta t_2 = T_2 - t_1 &= 260,6 - 86 = 174,6 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{129,6 - 174,6}{\ln \frac{129,6}{174,6}} = \frac{-45}{-0,2980} = 150,98 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \Delta t &= \Delta T_{LMTD} \times Ft \\ \Delta t &= 150,984 \times 1 \\ \Delta t &= 150,984 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan Luas Perpindahan Panas

Nilai UD Berdasarkan Kern halaman 840 bagian coolers yaitu 75-150

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD \cdot \Delta t} \\ &= \frac{1079323,4629}{120 \times 150,984} \\ &= 59,5716 \text{ ft}^2 \quad (\text{nilai } A < 120 \text{ ft}^2, \text{ maka menggunakan Jacket}) \end{aligned}$$

Dalam reaktor terjadi reaksi eksotermis, maka reaktor dilengkapi jaket dengan air pendingin sebagai media pendinginnya.

$$\begin{aligned} \text{Rate massa air pendingin} &= 42596,6550 \text{ kg/jam} = 93908,5857 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas air pendingin} &= 996,4000 \text{ kg/m}^3 = 62,1754 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Laju alir air} &= \frac{93908,58569}{62,1754} \quad (\text{Geankoplis APP A.2-11}) \\ &= 1510,3827 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{Volume air yang dibutuhkan} &= 1510,3827 \times 0,0029 \\ &= 4,3471 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume air pendingin total} &= \text{Volume air yang dibutuhkan} + 10\% \text{ excess} \\ &= 4,3471 + 0,1 \times 4,3471 \\ &= 4,7818 \text{ ft}^3 \\ \text{Tekanan dalam Reaktor} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Diameter dalam tangki } (d_i) &= 17,3750 \text{ in} = 1,4479 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar tangki } (d_o) &= 17,7032 \text{ in} = 1,4753 \text{ ft} \\ \text{Volume total tangki} &= 3,8826 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume tutup bawah tangki} &= \frac{\pi d_i^3}{24 \text{ tg } 60} \\ &= \frac{9,5315}{41,5680} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,2293 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume Liquid dalam silinder} &= 3,8826 - 0,2293 \\
 &= 3,6533 \text{ ft}^3 \\
 \text{Luas alas silinder tangki} &= \frac{\pi di^3}{24 \text{ tg } 60} \\
 &= 0,2293 \text{ ft}^2 \\
 \text{Tinggi Liq dalam silinder (Lls)} &= \frac{3,6533 \text{ ft}^3}{0,2293 \text{ ft}^2} \\
 &= 15,9324 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan Volume Silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tutup bawah tangki} &= \frac{\pi do^3}{24 \text{ tg } 60} \\
 &= \frac{10,0819}{41,5680} \\
 &= 0,2425 \\
 \text{Volume Liquid dalam silinder} &= \frac{\pi do^2 Lls}{4} \\
 &= 0,785 \times 2,1764 \times 15,9324 \\
 &= 27,2203 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume Liquida} &= \text{Volume Liquid dalam silinder} + \text{Volume tutup bawah tangki} \\
 &= 27,2203 + 0,2425 \\
 &= 27,4628 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume Jacket} &= \text{Volume total air} + \text{Volume Liquida} + 10\% \text{VolLiq} \\
 &= 4,7818 + 27,4628 + 2,7463 \\
 &= 34,9909 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi nilai Ls} = 1,5 \text{ di}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Jacket} &= \text{Volume Liq dalam Silinder} + \text{Volume tutup bawah jacket} \\
 34,9909 &= \frac{\pi di^2 Lls}{4} + \frac{\pi di^3}{24 \text{ tg } 60} \\
 34,9909 &= \frac{\pi di^2 \cdot 1,5 \text{ di}}{4} + \frac{\pi di^3}{24 \text{ tg } 60} \\
 34,9909 &= 1,1775 \text{ di}^3 + 0,07554 \text{ di}^3 \\
 34,9909 &= 1,2530 \text{ di}^3 \\
 \text{di}^3 &= 27,9248 \\
 \text{di} &= 3,0339 \text{ ft} \\
 \text{di} &= 36,4064 \text{ in} \\
 \text{Volume bawah jacket} &= 0,075539 \text{ di}^3 \\
 &= 0,075539 \times 27,9248 \\
 &= 2,10940745 \text{ ft}^3 \\
 \text{hb} &= \frac{0,5 \text{ di}}{\text{tg } 60} \\
 \text{hb} &= 0,8758 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 10,5099346 \text{ in} \\
 H &= L_s + h_b \\
 &= 54,6096 + 0,8758 \\
 &= 55,4854 \text{ ft} \\
 &= 665,8254 \text{ in} \\
 \text{Menentukan Pdesign} &= P \text{ operasi} \\
 &= 14,696 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal dinding jaket

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P_i \times d_i}{2(fE - 0,6 P_i)} + C \\
 &= \frac{14,6959 \times 17,3750}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \times 2} + 0,0625 \\
 &= \frac{255,3413}{29982} + 0,0625 \\
 &= 0,0085 + 0,0625 \\
 &= 0,0710 \text{ in} \\
 &= \frac{1,1363}{16} \text{ in} \approx \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 ts \\
 &= 17,3750 + 2 \frac{1}{16} \text{ in} \\
 &= 17,5000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

standarisasi d_o baru pada Brownell and young halaman 89

$$\begin{aligned}
 d_o &= 18 \\
 d_i &= d_o - 2 ts \\
 &= 16,8750 \text{ in} \\
 &= 1,40625 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Jaket} &= \text{Volume Liq dalam Silinder} + \text{Volume tutup bawah jaket} \\
 34,9909 &= \frac{\pi d_i^2 L_s}{4} + \frac{\pi d_i^3}{24 \text{ tg } 60} \\
 34,9909 &= 1,5524 L_s + 0,21006714 \\
 L_s &= 22,4050 \text{ ft} \\
 L_s &= 268,8598 \\
 \frac{L_s}{d_i} &= \frac{22,4050}{16,8750} = 1,3277 < 2 \text{ memenuhi}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah jaket

Bentuk bawah berbentuk standart dished

$$thb = \frac{0,885 \times P_i \times d_i}{2(fE - 0,1 P_i)} + C$$

$$= \frac{0,89 \times 14,6959 \times 16,8750}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 14,7 \times 2} + 0,063$$

$$= 0,0698 \text{ in}$$

$$= \frac{1,1171}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

Tinggi Tutup Bawah (hb)

$$\begin{aligned} \text{hb} &= 0,169 \times \text{di} \\ &= 0,169 \times 16,8750 \text{ in} \\ &= 2,8519 \text{ in} \\ &= 0,2377 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Perhitungan di atas diperoleh dimensi jaket sebagai berikut

- Bahan Konstruksi	= High Alloy Steels SA 240 Grade M type 316
- Diameter luar (do)	= 17,5000 in
- Diameter dalam (di)	= 16,8750 in
- Tinggi Jaket (L)	= 268,8598 in
- Tebal Jaket (ts)	= 1/16 in
- Tebal Jaket tutup bawah (thb)	= 1/16 in
- Tinggi jaket tutup bawah (hb)	= 2,8519 in

6.3 Perhitungan untuk Sparger Udara Etanol

Dasar Perancangan

- Rate gas udara	= 10793,5984 kg/jam	= 23795,5669 lb/jam
- Densitas Gas	= 460,3356 lb/ft ³	
- Suhu	= 260,6000 °F	
- P Gas	= 14,696 psia	= 1 atm

Menghitung Luas Area Sparger

$$\begin{aligned} Q \text{ (Rate Volumetrik)} &= \frac{23795,5669}{460,3356} = 51,6918 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,8615 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\text{FPM} = 25 \text{ (moot copration Hal 3)}$$

$$\begin{aligned} \text{ACFM (Luas Permukaan Sparger)} &= 0,8615 \times \frac{14,7}{14,7 + P} \times \frac{460+T}{520} \\ &= 0,8615 \times 0,5001 \times 1,3858 \\ &= 0,5970 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$A \text{ (Luas Area Sparger)} = \frac{\text{ACFM}}{\text{FPM}}$$

$$A = \frac{0,5970}{25,0000}$$

$$= 0,02388096 \text{ ft}^2$$

$$A = 3,43885811 \text{ in}^2$$

(www.Mott Corporation.com-sparger design guide)

$$A = 1/4 \cdot \pi D^2$$

$$3,4389 = 0,7850 \times D^2$$

$$D^2 = 4,38071 \text{ in}$$

$$D = 2,09301 \text{ in}$$

$$D = 0,17442 \text{ ft}$$

Trial jarak lubang agar harga At perhitungan sama dengan harga trial

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak Antar Lubang, Pt} &= 0,5 \text{ in} \\
 \text{Luas 1 segitiga} &= 1/2 \cdot (\text{Pt} \cdot \sin 60) \cdot \text{Pt} \\
 &= 0,5 \times (0,75 \times 0,866) \times 0,5 \\
 &= 0,108253 \text{ in}^2 \\
 &= 0,000752 \text{ ft}^2 \\
 \text{Luas Lubang Sparger (A)} &= \frac{0,0239}{25} \\
 &= 0,0010 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,1376 \text{ in}^2 \\
 \\
 A &= 1/4 \cdot \pi D^2 \\
 0,1376 &= 0,7850 \times D^2 \\
 D^2 &= 0,175228 \text{ in} \\
 D &= 0,418603 \text{ in} \\
 D &= 0,034884 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan Jumlah Lubang Sparger

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Lubang} &= \frac{A}{A \text{ Segitiga}} \\
 &= \frac{0,0239}{0,0010} \\
 &= 25,000 \approx 25 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

6.4 Perhitungan Shower H2SO4

Dasar Perancangan

$$\begin{aligned}
 - \text{Rate feed cairan} &= 13491,998 \text{ kg/jam} = 29744,4587 \text{ lb/jam} \\
 - \text{Densitas Cairan} &= 104,9347 \text{ lb/ft}^3 \\
 - \text{Suhu} &= 260,6000 \text{ }^\circ\text{F} \\
 - \text{P Gas} &= 14,696 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Menghitung Luas Area Shower

$$\begin{aligned}
 Q \text{ (Rate Volumetrik)} &= \frac{29744,4587}{104,9347} = 283,4568 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 4,7243 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 \text{FPM} &= 25 \text{ (moot copration Hal 3)} \\
 \text{ACFM (Luas} &= 4,7243 \times \frac{14,7}{14,7 + P} \times \frac{460+T}{520} \\
 \text{Permukaan Shower)} &= 4,7243 \times 0,5001 \times 1,3858 \\
 &= 3,2738 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 A \text{ (Luas Area Shower)} &= \frac{\text{ACFM}}{\text{FPM}} \\
 A &= \frac{3,2738}{25,0000} \\
 &= 0,1310 \text{ ft}^2 \\
 A &= 18,8573 \text{ in}^2 \\
 &\text{(moot copration Hal 3)} \\
 A &= 1/4 \cdot \pi D^2 \\
 18,8573 &= 0,7850 \times D^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D^2 &= 24,022 \text{ in} \\
 D &= 4,90123 \text{ in} && \text{ft} \\
 D &= 0,40844 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Trial jarak lubang agar harga At perhitungan sama dengan harga trial

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak Antar Lubang, Pt} &= 0,5 \text{ in} \\
 \text{Luas 1 segitiga} &= 1/2. (\text{Pt, sin } 60) \text{ Pt} \\
 &= 0,5 \times (0,75 \times 0,866) \times 0,5 \\
 &= 0,108253 \text{ in}^2 \\
 &= 0,000752 \text{ ft}^2 \\
 \text{Luas Lubang Shower (A)} &= \frac{0,1310}{25} \\
 &= 0,0052 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,7543 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 1/4. \pi D^2 \\
 0,7543 &= 0,7850 \times D^2 \\
 D^2 &= 0,960882 \text{ in} \\
 D &= 0,980246 \text{ in} \\
 D &= 0,081687 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan Jumlah Lubang Shower

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Lubang} &= \frac{A}{A \text{ Segitiga}} \\
 &= \frac{0,1310}{0,0052} \\
 &= 25,000 \approx 25 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

6.5. Perhitungan Nozzle

Dasar Perencanaan :

- a. Nozzle pada tutup standart dished
 - Nozzle untuk pemasukan larutan H₂SO₄
 - Nozzle untuk pengeluaran gas produk
- b. Nozzle pada jaket pendingin
 - Nozzle untuk *Manhole*
 - Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin sama
- c. Nozzle pada tutup bawah conical
 - Nozzle untuk pengeluaran campuran Asam Asetat
 - Nozzle untuk pemasukan sparger
- d. digunakan *flange standart tipe welding neck* pada
 - Nozzle untuk pemasukan larutan H₂SO₄
 - Nozzle untuk pengeluaran gas produk

Perhitungan

- a. Nozzle untuk pemasukan H₂SO₄
 - Rate Feed masuk = 13491,998 kg/jam = 29744,4587 lb/jam
 - Densitas = 104,935 lb/ft³
 - viskositas cairan = 0,0019 lb/ft.jam

$$- Q \text{ (Rate Volumetrik)} = \frac{29744,4587}{104,9347} = 283,4568 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0787 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\text{ID Optimal} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot P^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,3186 \times 1,83113$$

$$= 2,2754 \text{ in} \approx 3 \text{ in}$$

$$= 0,1896 \text{ ft}$$

(dari Kern, hal 844 maka dipilih pipa dengan ukuran 2 in)

Ukuran pipa	=	3,0000 in	=	0,2500 ft
OD	=	3,5000 in	=	0,2917 ft
ID	=	3,0680 in	=	0,2557 ft
a	=	7,3800 in ²	=	0,0513 ft ²

Pengecekan bilangan Reynold

$$\text{Nre} = \frac{G \times \text{ID}}{\mu \times a'}$$

$$= \frac{283,4568 \times 0,2557}{0,0019 \times 0,051}$$

$$= 744240,8844 \text{ (Aliran Turbulen)} > 4000$$

Spesifikasi nozzle standar pemasukan H₂SO₄ (Brownel and Young, 1959, 1 dan 2, hal 349)

- Size	=	3 in
- OD of pipe	=	3 1/2 in
- Flange Nozzle thickness (n)	=	0,300 in
- Diameter of hole in reinforcing plate (DR)	=	3 5/8 in
- Length of side of reinforcing plate, L	=	10 in
- Width of reinforcing plate, W	=	12 5/8 in
- Distance, shell to flange face, outside, J	=	6 in
- Distance, shell to flange face, inside, K	=	6 in
- Distance from Bottom of tank to center of nozzle		
* Regular, Type H	=	8 in
* Low, Type C	=	5 in

b. Nozzle untuk feed gas etanol

- Rate Feed gas masu	=	10793,5984 kg/jam	=	23795,5669 lb/jam
- Densitas	=	460,3356 lb/ft ³		
- Q (Rate Volumetrik)	=	$\frac{23795,5669}{460,3356}$	=	51,6918 ft ³ /jam
	=	0,0144	=	ft ³ /s

Dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\text{ID Optimal} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot P^{0,13}$$

$$= 3,9 \times \text{#####} \times 2,21922$$

$$= 1,2822 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

$$= 0,1069 \text{ ft}$$

dari Kern, hal 844 maka dipilih pipa dengan ukuran 2 in:

Ukuran pipa	=	2,0000 in	=	0,1667 ft
OD	=	2,3800 in	=	0,1983 ft
ID	=	2,0670 in	=	0,1723 ft

$$A = 3,3500 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi nozzle standar (Brownell and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal 349)

- Size	=	2	in
- OD of pipe	=	2 3/8	in
- Flange Nozzle thickness (n)	=	0,218	in
- Diameter of hole in reinforcing plate (DR)	=	2 1/2	in
- Length of side of reinforcing plate, L	=	10	in
- Width of reinforcing plate, W	=	12 5/8	in
- Distance, shell to flange face, outside, J	=	6	in
- Distance, shell to flange face, inside, K	=	6	in
- Distance from Bottom of tank to center of nozzle			
* Regular, Type H	=	7	in
* Low, Type C	=	3 1/2	in

c. Nozzle untuk Manhole

Lubang manhole dibuat berdasarkan standar yang ada yaitu : 20 inch
(Brownell & Young hal.51, Fig. 3.15)

Berdasarkan fig. 12.2 Brownell & Young hal.221, didapatkan dimensi pipa :

- Ukuran pipa nominal (NPS)	=	20	in
- Diameter luar pipa (A)	=	27 1/2	in
- Ketebalan flange minimum (T)	=	1 11/16	in
- Diameter bagian lubang menonjol (R)	=	23	in
- Diameter lubang pada titik pengelasan (K)	=	20	in
- Diameter hubungan pada alas (E)	=	22	in
- Panjang julukan (L)	=	5 11/16	in
- Diameter dalam flange (B)	=	19,25	in
- Jumlah lubang baut	=	20	buah
- Diameter	=	1 1/4	in

d. Nozzle untuk air pendingin inlet dan outlet

Lubang untuk pemasukan dan pengeluaran steam dan kondensat dianggap sama dengan tebal jaket, yaitu = 1/16 berdasarkan fig. 12.2

Brownell and Young halaman 221, diperoleh dimensi pipa:

- Ukuran pipa nominal (NPS)	=	1/2	in
- Diameter luar pipa (A)	=	3 1/2	in
- Ketebalan flange minimum (T)	=	7/16	in
- Diameter bagian lubang menonjol (R)	=	1 3/8	in
- Diameter lubang pada titik pengelasan (K)	=	0,84	in
- Diameter hubungan pada alas (E)	=	1 3/16	in
- Panjang julukan (L)	=	1 7/8	in
- Diameter dalam flange (B)	=	0,62	in
- Jumlah lubang baut	=	4	buah
- Diameter Baut	=	1/2	in

e. Nozzle Pengeluaran Produk Liquid

- Rate produk cair ke	=	20293,1256 kg/jam	=	44738,2247	lb/jam
- Densitas	=	106,4029	lb/ft ³		
- Suhu	=	260,6000	°F		
- P	=	14,696	psia		

VI-16

- viskositas cairan = 0,94364 lb/ft.jam
 - Q (Rate Volumetrik) = $\frac{44738,2247}{106,4029} = 420,4605 \text{ ft}^3/\text{jam}$
 = 0,11679458 ft³/s
 Dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:
 ID Optimal = $3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$
 = 3,9 x 0,38049 x 1,8344
 = 2,7221 in
 = 0,2268 ft

dari Kern, hal 844 maka dipilih pipa dengan ukuran 1 1/4 in sch 40:

Ukuran pipa = 3,0000 in = 0,250 ft
 OD = 3,5000 in = 0,2917 ft
 ID = 3,0680 in = 0,2557 ft
 a' = 7,3800 in² = 0,0513 ft²

0,75

Pengecekan bilangan Reynold

Nre = $\frac{G \times ID}{\mu \times a'}$
 = $\frac{44738,2247 \times 0,2557}{0,9436 \times 0,051}$
 = 236512,7835 (Aliran Turbulen) > 4000

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal 349)

- Size = 3 in
- OD of pipe = 2 3/8 in
- Flange Nozzle thickness (n) = 0,300 in
- Diameter of hole in reinforcing plate (DR) = 3 5/8 in
- Length of side of reinforcing plate, L = 10 in
- Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in
- Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in
- Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in
- Distance from Bottom of tank to center of nozzle
- * Regular, Type H = 7 in
- * Low, Type C = 5 in

f. Nozzle untuk keluaran air pendingin

Lubang untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin dan kondensat dianggap sama dengan tebal jaket, yaitu = 3/16. sehingga berdasarkan fig. 12.2

Brownell and Young halaman 221, diperoleh dimensi pipa:

- Ukuran pipa nominal (NPS) = 1/2 in
- Diameter luar pipa (A) = 3 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 7/16 in
- Diameter bagian lubang menonjol (R) = 1 3/8 in
- Diameter lubang pada titik pengelasan (K) = 0,84 in
- Diameter hubungan pada alas (E) = 1 3/16 in
- Panjang julikan (L) = 1 7/8 in

- Diameter dalam flange (B) = 0,62 in
- Jumlah lubang baut = 4 buah
- Diameter = 1/2 in

g. Nozzle Pengeluaran Produk Gas

- Rate produk gas ke = 10885,6507 kg/jam = 23998,5055 lb/jam
- Densitas = 35,2007 lb/ft³
- Suhu = 260,6000 °F
- P = 14,696 psia
- viskositas gas = 404,58500 lb/ft.jam
- Q (Rate Volumetrik) = $\frac{23998,5055}{35,2007} = 681,76 \text{ ft}^3/\text{jam}$
= 0,1894 ft³/s

Dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID Optimal} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,4729 \times 1,58874 \\ &= 2,9303 \text{ in} \approx 3 \text{ in} \\ &= 0,2442 \text{ ft} \end{aligned}$$

dari Kern, hal 844 maka dipilih pipa dengan ukuran 16in sch 40:

$$\begin{aligned} \text{Ukuran pipa} &= 3,0000 \text{ in} = 0,2500 \text{ ft} \\ \text{OD} &= 3,5000 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3,0680 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft} \\ \text{a}' &= 7,3800 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Pengecekan bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{G \times \text{ID}}{\mu \times \text{a}'} \\ &= \frac{23998,5055 \times 0,2557}{404,5850 \times 0,051} \\ &= 295,9066 \quad (\text{Aliran Transisi}) > 2100 \end{aligned}$$

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal 349

- Size = 3 in
- OD of pipe = 3 1/2 in
- Flange Nozzle thickness (n) = 0.300 in
- Diameter of hole in reinforcing plate (DR) = 3 5/8 in
- Length of side of reinforcing plate, L = 10 in
- Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in
- Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in
- Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in
- Distance from Bottom of tank to center of nozzle
 - * Regular, Type H = 8 in
 - * Low, Type C = 5 in

Dari Brownel & Young tabel 12.2 halaman 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding neck dengan dimensi :

- Nozzle A = Nozzle pemasukan H2SO4

- Nozzle B = Nozzle pemasukan Udara
- Nozzle C = Nozzle pemasukan air pendingin
- Nozzle D = Nozzle pengeluaran produk liquid
- Nozzle E = Nozzle untuk manhole
- Nozzle F = Nozzle pengeluaran air pendingin
- Nozzle G = Nozzle pengeluaran produk gas
- NPS = Ukuran pipa nominal, in
- A = Diameter luar flange, in
- T = Ketebalan minimum flange, in
- R = Diameter luar bagian yang menonjol, in
- E = Diameter hubungana atas, in
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L = Panjang julakan, in
- B = Diameter dalam flange, in

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3,50	2 3/4	3,07
B	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
C	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20.00	5 11/16	19.25
D	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0.84	1 7/8	0.62
E	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,1
F	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0.84	1 7/8	0.62
G	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,07

(Brownel and Young tabel 122, hal 221)

6.6 Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reaktor

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan bolting untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.

1. Gasket

Dari Brownell & Young, fig. 12.11 hal. 228, didapatkan :

Bahan konstruksi : Asbestos Filled Stainless steel
 Gasket factor (m) : 3,75
 min design seating stress (y) : 9000 psia

2. Bolting

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 344, didapatkan :

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c Type 347
 Tensile strength minimum : 75000 psia
 Allowable stress (f) : 15000

3. Flange

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 342, didapatkan :

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
 Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 18750

a. Penentuan lebar gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan pers. 12.2, hal. 226, Brownell & Young didapatkan:

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p (m+1)}}$$

Dimana:

d_o = diameter luar gasket, in

d_i = diameter dalam gasket, in

P = internal pressure = 14,70 psia

m = gasket faktor = 3,75 in (fig. 12.11, Brownell & Young)

y = min. Design seating stress = 9000 psi (fig. 12.11, Brownell & Young)

maka:

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000 - 14,70 \times 3,75}{9000 - 14,70(3,75+1)}}$$

$$\frac{d_o}{d_i} = 1,00082248 \text{ ft}$$

$$d_i \text{ gasket} = d_o \text{ shell} = 1,4479 \text{ ft}$$

$$DO = 1,0008 \times 1,4479$$

$$= 1,44911 \text{ ft}$$

$$= 17,389 \text{ in}$$

$$\text{Lebar gasket min} = \frac{d_o - d_i}{2}$$

$$= \frac{0,014}{2}$$

$$= 0,0071 \text{ in}$$

$$\text{Diambil Gasket (n)} = 0,0071 \text{ in}$$

$$D \text{ rata Gasket (G)} = d_o + n$$

$$= 17,3750 + 0,0071$$

$$= 17,3821 \text{ in}$$

$$= 1,4485 \text{ ft}$$

b. Perhitungan jumlah dan ukuran baut (Bolting)

- Perhitungan beban baut

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.88 hal. 240 :

Beban gasket supaya tidak bocor (H_y)

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.12 hal. 229 :

Lebar setting gasket bawah:

$$b_o = n/2$$

$$= 0,0036 \text{ in}$$

- Sehingga H_y

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

$$= 3,14 \times 0,0036 \times 17,3821 \times 9000$$

$$= 1754,959 \text{ lb}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.90 hal. 240 :

Beban baut agar tidak bocor (Hp)

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p \\ &= 6,28 \times 0,0036 \times 17,3821 \times 3,75 \times 14,70 \\ &= 21,4922563 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.89 hal. 240 :

Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned} H &= \pi/4 \cdot G^2 \cdot p \\ &= 3485,5603 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.91 hal. 240 :

Total berat beban pada kondisi operasi (Wml)

$$\begin{aligned} W_{ml} &= H + H_p \\ &= 3485,5603 + 21,4922563 \\ &= 3507,0525 \text{ lb} \end{aligned}$$

Karena $W_{ml} > W_{m2}$, maka yang mengontrol adalah Wml.

- Perhitungan luas minimum bolting area

Dari Brownell & Young, persamaan 12.93 hal. 240 :

$$\begin{aligned} A_{ml} &= \frac{W_{ml}}{f_b} \\ &= \frac{3507,05}{15000} \\ &= 0,2338 \text{ in}^2 = 0,0016 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- Perhitungan Bolting Optimum

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

$$\begin{aligned} \text{Ukuran Baut} &= 1/2 \text{ in} \\ \text{Root Area} &= 0,126 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Bolting minimum} &= \frac{A_{ml}}{\text{Root area}} \\ &= \frac{0,492}{0,126} \\ &= 3,904577 \approx 4 \end{aligned}$$

- Dari Brownell & tabel 10.4 hal. 188 :

$$\begin{aligned} \text{Bolt spacing} &= 1/2 \text{ in} \\ \text{Minimum radial distance (R)} &= 1 \ 3/16 \text{ in} \\ \text{Edge distance (E)} &= 3/8 \text{ in} \end{aligned}$$

- Bolting circle diameter (C) :

$$\begin{aligned} C &= d_i \text{ shell} + 2 (1,415 \cdot g + R) \\ &= 17,3750 + 2 \times (1,415 \times 3/16) + 1 \ 3/16 \\ &= 20,2806 \end{aligned}$$

- Diameter luar flange

$$\begin{aligned} \text{OD} &= C + 2 E \\ &= 21,0306 \text{ in} \end{aligned}$$

- Check lebar gasket

$$\begin{aligned} \text{Ab actual} &= \text{Jumlah Bolt} \times \text{Root area} \\ \text{Ab actual} &= 4 \times 0,126 \\ \text{Ab actual} &= 0,504 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- Lebar gasket minimum

$$L = \text{Ab actual} \times \frac{f}{2\pi \cdot G \cdot y}$$

$$\begin{aligned} L &= 0,504 \times 0,0153 \\ L &= 0,0077 \text{ in} \end{aligned}$$

- Karena $L < n$ (##### < 0,007145) maka perhitungan bolting optimum memenuhi

- Perhitungan Moment

Dari Brownell & Young, persamaan 12.94 hal. 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$\begin{aligned} W &= \frac{A_m + A_b}{2} \times f \\ &= 5533,526267 \text{ lb} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.94 hal. 242}) \end{aligned}$$

- Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle

$$\begin{aligned} h_G &= (C-G)/2 \\ &= 1,4492 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment flange (M_a) :

Dari Brownell & Young, halaman 243

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ M_a &= 8019,406729 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, pers. 12.95 hal. 243 :

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 3507,0525 \text{ lb}$$

- Hidrastic and force pada daerah dalam flange (HD)

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 243 :

$$\begin{aligned} B &= \text{do shell reactor} = 18 \text{ in} \\ p &= \text{Tekanan Operasi} = 14,70 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} HD &= 0,785 \cdot B^2 \cdot p \\ &= 0,785 \times 324 \times 14,70 \\ &= 3737,7552 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Jarak radial bolt circle pada aksi (hD)

Dari Brownell & Young, pers. 12.100 hal. 243 :

$$hD = (C-B)/2$$

$$= \frac{20 \frac{16}{57} - 18}{2}$$

$$= 1,1403 \text{ in}$$

- Moment M_D

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 242

$$M_D = h_D \times H_D$$

$$= 1,1403 \times 3738$$

$$= 4262,208983 \text{ lb.in}$$

- Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total (H_G)

$$H_G = W - H$$

$$= 3507,0525 - 3485,5603$$

$$= 21,4923 \text{ lb}$$

- Moment M_G

Dari Brownell & Young, pers. 12.98 hal. 242 :

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$= 31,1474341 \text{ lb.in}$$

Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$H_T = H - H_D$$

$$= 252,1949 \text{ lb}$$

Dari Brownell & Young, pers. 12.102 hal. 244 :

$$h_T = \frac{h_G + h_D}{2}$$

$$= 1,2948 \text{ in}$$

- Moment M_T

Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= 326,535984 \text{ lb.in}$$

- Moment total pada keadaan operasi (M_o)

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

$$= 4619,8924 \text{ lb.in}$$

- Dikarenakan $M_a > M_o$ maka M_{max} adalah $M_a = 8019,4067 \text{ lb.in}$ **c. Perhitungan tebal Flange**

Dari Brownell & Young, pers. 12.85 hal. 239 :

$$f_T = \frac{Y \cdot M_o}{t^2 \cdot B}$$

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_o}{f_T \times B}}$$

$$k = A/B$$

Dimana:

$$A = \text{Diameter luar flange} = 21,0306 \text{ in}$$

$$B = \text{Diameter dalam flange} = 20,2806 \text{ in}$$

$$f_T = \text{Allowable Stress Flange} = 18750$$

maka,
$$k = \frac{A}{B} = \frac{21,0306}{20,2806}$$

$$= 1,0370$$

2 Dari Brownell & Young, fig. 12.22 hal 238, didapatkan :

$$Y = 75$$

$$M = 8019,4067 \text{ lb.in}$$

Sehingga tebal Flange

$$t = \sqrt{\frac{Y \times Mo}{f_T \times B}}$$

$$t = \sqrt{\frac{75 \times 5180,8145}{18750 \times 15,5306}}$$

$$t = 1,2577 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan Reaktor:

- Flange

Bahan konstruksi	: High Alloy Stell SA 240 Grade M Type 316
Tensile strength minimum	: 75000 psia
Allowable stress (f)	: 15000
Tebal flange	: 1,2577 in
Diameter dalam (Di)	: 20,2806 in
Diameter luar (Do)	: 21,0306 in
Type flange	: Ring flange Loss Type

- Bolting

Bahan konstruksi	: High Alloy Stell SA 193 Grade M Type 347
Tensile strength minimum	: 75000 psia
Allowable stress (f)	: 15000
Ukuran Baut	: 1/2 in
Jumlah Baut	: 4 buah

- Gasket

Bahan konstruksi	: Asbestos Filled Stainless steel
Gasket factor (m)	: 3,75
min design seating stress (y)	: 9000 psia
Tebal Gasket (n)	: 0,0071 in

6.7. Perhitungan Sistem Penyangga Reaktor

Sistem penyangga dirancang agar mampu untuk penyangga beban reaktor dan perlengkapannya.

- Berat shell reaktor
- Berat tutup atas standart dishead
- Berat tutup bawah reaktor
- Berat liquid dalam reaktor
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat jaket pendingin

- Berat attachment

Dasar Perhitungan :

a. Berat shell reaktor

Rumus :

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho$$

Dimana :

W_s = berat shell reaktor, lb

d_o = diameter luar shell = 18 in = 1,5000 ft

d_i = diameter dalam shell = 17,3750 in = 1,4479 ft

H = tinggi shell reaktor (Ls) = 167,2768 in = 13,9397

ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Berat shell reaktor

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho$$

$$W_s = 0,79 \times 0,1535 \times 13,940 \times 489$$

$$W_s = 821,5744 \text{ lb}$$

$$W_s = 372,5961 \text{ kg}$$

b. Berat tutup atas standart dishead

Rumus :

$$W_d = A \cdot t \cdot \rho$$

$$A = 6,28 \cdot L \cdot h$$

Dimana :

W_d = Berat tutup atas reaktor, lb

A = Luas tutup atas standart dishead, ft²

t = Tebal tutup atas (tha) = 1/16 in = 0,0156 ft

ρ = ρ bahan konstruksi = 489 lb/ft³

L = Crown radius (r) = 18 in = 1,5000 ft

h = Tinggi tutup atas reaktor (ha) = 35,2365 in = 2,9364 ft

Luas Tutup atas

$$A = 6,28 \cdot L \cdot h$$

$$= 6,28 \times 1,500 \times 2,9364$$

$$= 27,6607 \text{ ft}^2$$

$$= 3983,1340 \text{ in}^2$$

Sehingga berat tutup atas,

$$W_d = A \cdot t \cdot \rho$$

$$= 27,6607 \times 0,0156 \times 489$$

$$= 211,3447 \text{ lb}$$

$$= 95,8479 \text{ kg}$$

c. Berat tutup bawah standart dishead

Rumus :

$$W_d = A \cdot t \cdot \rho$$

$$A = 6,28 \cdot L \cdot h$$

Dimana :

W_d = Berat tutup bawah reaktor, lb

A = Luas tutup bawah standart dishead, ft²

$$\begin{aligned}
 t &= \text{Tebal tutup bawah (thb)} &= & 1/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft} \\
 \rho &= \rho \text{ bahan konstruksi} &= & 489 \text{ lb/ft}^3 \\
 L &= \text{Diameter dalam silinder (di)} &= & 17,3750 \text{ in} = 1,4479 \text{ ft} \\
 h &= \text{Tinggi tutup bawah reaktor (ha)} &= & 35,2365 \text{ in} = 2,9364 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Luas Tutup atas

$$\begin{aligned}
 A &= 6,28 \cdot L \cdot h \\
 &= 6,28 \times 1,448 \times 2,9364 \\
 &= 26,7002 \text{ ft}^2 \\
 &= 3844,8307 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Sehingga berat tutup bawah,

$$\begin{aligned}
 W_d &= A \cdot t \cdot \rho \\
 &= 26,7002 \times 0,0156 \times 489 \\
 &= 204,0063 \text{ lb} \\
 &= 92,5199 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

d. Berat Liquid dalam reaktor

Rumus :

$$W_l = m \cdot t$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 - m &= \text{Berat larutan dalam reaktor} &= & 29744,4587 \text{ lb/jam} \\
 - t &= \text{Waktu tinggal liquid dalam reaktor} &= & 0,0029 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_l &= m \cdot t \\
 &= 29744,4587 \times 0,0029 \\
 &= 85,6082978 \text{ lb} \\
 &= 38,8246 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

e. Berat Jacket Pendingin

Rumus:

$$W_{\text{Jaket}} = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) T_j \cdot \rho$$

Dimana

$$\begin{aligned}
 - W_{\text{Jaket}} &= \text{Berat Jacket (lb)} \\
 - d_o &= \text{Diameter luar jaket} &= & 17,5000 \text{ in} = 1,4583 \text{ ft} \\
 - d_i &= \text{Diameter dalam jaket} &= & 16,8750 \text{ in} = 1,4063 \text{ ft} \\
 - T_j &= \text{Tinggi jaket} &= & 268,8598 \text{ in} = 22,4050 \text{ ft} \\
 - \rho &= \rho \text{ bahan konstruksi} &= & 489,0000 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{Jaket}} &= \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) T_j \cdot \rho \\
 &= 0,79 \times 0,149 \times 22,4050 \times 489 \\
 &= 1283,16759 \text{ lb} \\
 &= 581,9354 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat Air Pending

$$\begin{aligned}
 W_{\text{Air}} &= V_{\text{Air}} \times \rho_{\text{Air}} &= & 4,7818 \times 62,1754 \\
 & &= & 297,308809 \text{ lb} \\
 & &= & 134,8339 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Jadi berat keseluruhan jaket pendingin adalah

$$\begin{aligned}
 W_{\text{Jaket} + \text{Air}} &= 581,9354 + 134,8339 \\
 &= 716,7693 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

f. Berat Attachment

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, dan sebagainya.

Dari Brownell & Young, hal. 157 :

$$\begin{aligned} W_A &= 18\% \text{ dari } W_S \\ W_A &= 18\% \times 372,5961 \\ W_A &= 67,0673 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat Total Reaktor

No.	Bagian	Berat (Kg)
1	W_{shell}	372,5961
2	$W_{\text{Tutup atas}}$	95,8479
3	$W_{\text{Tutup bawah}}$	92,5199
4	W_{Liquid}	38,8246
5	$W_{\text{Jaket+steam}}$	716,7693
6	$W_{\text{Attachment}}$	67,0673
W_{Total}		1383,6251

Dengan faktor keamanan adalah 10%, maka berat total berat reaktor

$$\begin{aligned} \text{Berat Total Reaktor} &= 110\% \times W_{\text{Total}} \\ &= 1,10 \times 1383,6251 \\ &= 1521,98766 \text{ Kg} \end{aligned}$$

6.8 Perhitungan Kolom Penyangga Reaktor (Leg)

Dasar Perencanaan

- Menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Jenis kolom yang digunakan : I beam

Dasar Perhitungan

a. Beban tiap kolom

Dari Brownell & Young, pers. 10.76 hal. 197 :

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

Dimana :

P = Beban tiap kolom, lb

P_w = Total beban permukaan karena angin, lb

H = Tinggi vessel dari pondasi, ft

L = Tarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft

D_{bc} = Diameter anchor bolt circle, ft

n = Jumlah support = 4

ΣW = Berat total, lb

P = Beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

Reaktor diletakkan di dalam ruangan, sehingga tidak dipengaruhi adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol).

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

maka,

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

$$= \frac{1521,9877}{4}$$

$$= 380,4969 \text{ kg}$$

Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 ft
- Beban tiap kolom = 380,4969 kg = 838,9957 lb
- Tinggi reaktor (H) = 343,4593 in = 28,6216 ft
- Panjang penyangga (L) = 0,5 . (H+L)
 - = 0,5 x 28,6216 + 5
 - = 16,8108 ft
 - = 5,1239 m

b. Trial ukuran I beam

Untuk pemilihan beam dicoba menggunakan ukuran 5 in 6x3 3/8 dengan berat 17.25 lb dari Brownell & Young Hal. 355

Dari Brownell & Young, App. G-3 hal. 355, didapatkan :

$$b = 5 \text{ in}$$

$$h = 12 \text{ in}$$

$$A_y = 9,26 \text{ in}^2$$

$$r = 4,83 \text{ in}$$

maka :

$$\frac{L}{r} = \frac{343,4593}{4,8300}$$

$$= 71,1096 \text{ in}$$

$$= 5,9258 \text{ ft}$$

Untuk L/r kurang dari 120 in maka,

$$f_c = 15000 \text{ psi}$$

(Brownell & Young Hal. 201)

fc aman = fc, maka:

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

$$A = \frac{838,9957}{15000}$$

$$A = 0,5593 \text{ in}^2 < 9,26 \text{ in}^2 \text{ (Memadai)}$$

Karena $A < A$ yang tersedia, berarti trial I beam sudah memadai.

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I beam = 12 x 5
- Berat = 5,000 lb
- Jumlah penyangga = 4

6.9. Perencanaan Base Plate

Dibuat base plate dengan toleransi panjang 5% dan toleransi lebar 20% (Hesse, Hal 163)

$$\text{Bahan Base Plate} = \text{Concrete beton, maka :}$$

$$f_{bp} = 600 \text{ lb/in}^2 \text{ (Hesse, Tabel 7.7 hal. 162)}$$

a. Luas Base Plate

$$\begin{aligned}
 A_{\text{Base Plate}} &= \frac{P}{f_{bp}} \\
 &= \frac{838,9957 \text{ lb}}{600 \text{ lb/in}^2} \\
 &= 1,3983 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

b. Panjang dan lebar base plate

$$A_{\text{Base Plate}} = l \times p$$

Dimana :

$$- l = \text{Lebar Base Plate} = 2n + 0,8 b$$

$$- p = \text{Panjang Base Plate} = 2m + 0,95 h$$

Dengan I Beam 10 in maka:

$$- b = 5 \text{ in}$$

$$- h = 12 \text{ in}$$

Dengan asumsi $m=n$ maka:

$$A_{\text{Base Plate}} = l \times p$$

$$1,3983 = (2n + 0,8 b) \times (2m + 0,95 h)$$

$$1,3983 = (2m + 0,8 \cdot 5) \times (2m + 0,95 \cdot 12)$$

$$1,3983 = (2m + 4) \times (2m + 11,4)$$

$$1,3983 = 4 m^2 + 30,8000 m + 45,600$$

$$0 = 4 m^2 + 30,8000 m - 44,2017$$

Dengan menggunakan rumus persamaan kuadrat, didapatkan

$$m_{1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$m_1 = 1,90782 \text{ in}$$

$$m_2 = 5,79218 \text{ in}$$

Didapatkan nilai $m=n$ adalah 1,9078 in maka,

$$\begin{aligned}
 l &= 2n + 0,8 b \\
 &= 3,81563 + 4,0000 \\
 &= 7,8156 \text{ in} \approx 8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 p &= 2m + 0,95 h \\
 &= 3,81563 + 11,4000 \\
 &= 15,2156 \text{ in} \approx 16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{jadi Luas Base Plate} &= l \times p \\
 &= 8 \times 16 \\
 &= 128,0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Peninjauan terhadap bearing capacity (f)

Beban yang harus ditahan

$$\begin{aligned}
 f_c &= \frac{P}{A} \\
 &= \frac{838,9957}{128,0000} \\
 &= 6,5547 \text{ psi} \quad (\text{memenuhi karena } < 600 \text{ lb/in}^2)
 \end{aligned}$$

d. Menghitung nilai m dan n baru

$$\begin{aligned}
 - \quad l &= 2n + 0,8 \text{ b} \\
 8 &= 2n + 4 \\
 n &= 2,0000 \\
 \\
 - \quad p &= 2m + 0,95 \text{ h} \\
 16 &= 2m + 11,4000 \\
 m &= 2,3000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

nilai yang terbesar diambil untuk menghitung tebal base plate (tbp)

e. Tebal base plate

Dari Hesse, pers. 7-12 hal. 163 :

$$\begin{aligned}
 \text{tbp} &= \sqrt{0,00015 \times f_{\text{baru}} \times m^2} \\
 &= \sqrt{0,00015 \times 6.7958 \times 2.3000^2} \\
 &= 0,0721 \text{ in}
 \end{aligned}$$

f. Ukuran baut

Menentukan ukuran baut

Jumlah Baut = 4 buah

$$\begin{aligned}
 P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n} \\
 &= \frac{838,9957}{4} \\
 &= 209,7489 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Menentukan luas baut (A)

f_t = Stress maksimal tiap baut = 12000 psi

$$\begin{aligned}
 A_{\text{baut}} &= \frac{P_{\text{baut}}}{f_t} \\
 &= \frac{209,7489}{12000} \\
 &= 0,0175 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan db baut

$$\begin{aligned}
 A_{\text{baut}} &= \pi/4 \times \text{db}^2 \\
 0,0175 &= 0,79 \times \text{db}^2 \\
 \text{db}^2 &= 0,02227 \\
 \text{db} &= 0,14922 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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

Dari tabel 10.4 hal. 188 Brownell & Young, didapatkan baut dengan ukuran 1/2 in adalah :

- Ukuran	=	1/2 in
- Root area	=	0,126 in ²
- Bolt spacing	=	1 1/4 in
- Minimum radial distance	=	1 3/16 in
- Edge distance	=	5/8 in
- Nut dimension	=	7/8 in
- Maximum fillet radius	=	1/4 in

6.10. Perencanaan Lug dan Gusset

Direncanakan menggunakan :

- 2 Plate horizontal (lug)
- 2 Plate vertikal (gusset)

Dari fig. 10.6 hal. 192 Brownell & Young

a. Lebar Lug

$$\begin{aligned} \text{didapatkan nilai } A &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\ \text{Lebar Lug} &= A = 0,1492 + 9 \text{ in} \\ A &= 9,1492 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak antar Gusset} &= b = \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\ b &= 0,1492 + 8 \text{ in} \\ b &= 8,1492 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Lebar Gusset

$$\begin{aligned} \text{- lebar gusset} &= l = 2 \times (\text{lebar base plate} - 0,5 \times \text{ukuran baut}) \\ &= 2 \times (8 - 0,5 \times 0,1492) \\ &= 15,8508 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Lebar lug atas (a)} &= 0,5 \times (1 + \text{ukuran baut}) \\ &= 0,5 \times (1 + 1/2) \\ &= 22479,50 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Perbandingan tebal base plate} &= \frac{b}{l} \\ &= \frac{8,1492}{15,8508} \\ &= 0,51412 \end{aligned}$$

didapat nilai $b/l = 1$ digunakan tabel 10.6 Hal. 192 Brownell & Young)

$$\begin{aligned} \text{- } \gamma_1 &= 0,5650 \\ \text{- } e &= 0,5 \times \text{nut dimension} \\ &= 0,5 \times 7/8 \\ &= 0,4375 \end{aligned}$$

c. Tebal Plate Horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Pers. 10.38 Hal 192 Brownell & Young

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

Dimana :

- P = Beban tiap baut = 209,7489 lb
- μ = Posson's ratio = 0,33
- L = Panjang horizontal plate bawah = 15,8508 in
- e = Nut dimension = 0,4375
- γ_1 = 0,5650

Jadi,

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

$$\begin{aligned} M_y &= 16,6998 \times (1,33 \times \ln 23,0767 + 0,4350) \\ &= 76,9797403 \text{ lb} \end{aligned}$$

M_y disubstitusi ke pers. 10.41 Hal. 193 Brownell & Young, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{thp} &= \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f}} \\ \text{thp} &= 0,19619 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka digunakan plate dengan tebal = 0,1962 in

d. Tebal Plate Vertikal (Gusset)

Dari fig. 10.6 hal. 191 pers. 10.47 hal. 194 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{tebal gusset minimal} &= 0,375 \times \text{thp} \\ &= 0,375 \times 0,19619 \\ &= 0,0736 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Tinggi Gusset

$$\begin{aligned} \text{Tinggi gusset (Hg)} &= A + \text{Ukuran baut} \\ &= 9,1492 + 1/2 \\ &= 9,6492 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Tinggi Lug

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Lug} &= Hg + 2 \text{ thp} \\ &= 9,6492 + 2 \times 0,19619 \\ &= 10,0416 \text{ in} \end{aligned}$$

Kesimpulan dimensi lug dan gusset :

Lug

- Lebar = 9,1492 in
- Tebal = 0,1962 in
- Tinggi = 10,0416 in

Gusset

- Lebar = 15,8508 in
- Tebal = 0,07357 in
- Tinggi = 9,6492 in

6.11. Perencanaan Pondasi

Dasar Perencanaan:

Beban total yang harus ditahan pondasi

- Berat reaktor total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

Ditentukan:

- Masing-masing penyangga diberi pondasi
- Spesifik untuk semua penyangga sama

a. Berat Total Reaktor

$$W = 1.521,9877 \text{ kg} = 3.355,9828 \text{ lb}$$

b. Beban yang harus ditanggung tiap kolom

Rumus:

$$\begin{aligned} W_{bp} &= P \times l \times t_{bp} \times \rho \\ &= 1,33333 \times 0,6667 \times 0,0060 \times 489 \\ &= 2,6123 \text{ lb} \end{aligned}$$

c. Beban tiap penyangga

$$F = \text{Faktor korosi} = 3,4$$

$$\begin{aligned} W_p &= L \times A \times F \times \rho \\ &= 16,8108 \times 0,0039 \times 3,4 \times 489 \\ &= 108,5631 \text{ lb} \end{aligned}$$

d. Beban total

$$\begin{aligned} W_{\text{Total}} &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 3.355,9828 + 2,61 + 108,5631 \\ &= 3467,1582 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka diambil :

- Luas atas = 15 x 15 in
- Luas bawah = 40 x 40 in
- Tinggi = 20 in

- Luas permukaan tanah rata-rata:

$$\begin{aligned} A &= 40 \times 40 \\ &= 1600 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Volume Pondasi

$$\begin{aligned} V &= A \times \text{tinggi} \\ &= 0,5593 \times 20 \\ &= 11,1866 \text{ in}^3 \\ &= 0,00646586 \text{ ft}^3 \\ \rho \text{ semen} &= 144 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

maka, berat pondasi :

$$\begin{aligned} W &= V \times \rho \\ &= 0,0777 \times 144 \\ &= 11,1866 \text{ lb} \\ &= 5,0733 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tekanan tanah:

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan:

- Save bearing minimum = 5 ton/ft²
- Save bearing maksimum = 10 ton/ft²

Kemampuan tekanan tanah sebesar:

$$\begin{aligned} P &= 5 \text{ ton/ft}^2 \times \frac{2204,623 \text{ lb} \times 1 \text{ ft}}{1 \text{ ft} \times 144 \text{ in}^2} \\ P &= 76,5494 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

$$\begin{aligned} P &= \frac{W_{\text{Total}} + W_{\text{Pondasi}}}{A_{\text{Luas bawah Pondasi}}} \\ P &= \frac{3467,158 + 11,1866}{1600} \\ P &= 2,1740 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekan tanah} &< \text{Kemampuan tekanan tanah} \\ 2,1740 \text{ lb/in}^2 &< 76,5494 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (15 x 15) in² untuk luas atas dan (40 x 40) in² untuk luas bawah dengan tinggi pondasi 20 in dapat digunakan.

Dimensi Peralatan :

1. Dimensi Tangki Reaktor

- Bahan Konstruksi = High Alloy Stell SA 240 Grade M type 316
- Diameter Luar (do) = 17,7032 in
- Diameter Dalam (di) = 17,3750 in
- Tinggi Silinder (Ls) = 167,2768 in
- Tebal tutup atas (tha) = 1/16 in
- Tinggi tutup atas (ha) = 35,2365 in
- Tebal tutup bawah (thb) = 1/16 in
- Tinggi tutup bawah (hb) = 35,2365 in
- Tinggi reaktor (H) = 343,4593 in

2. Jaket Pendingin

- Bahan Konstruksi = High Alloy Stell SA 240 Grade M type 316
- Diameter luar (do) = 17,5000 in
- Diameter dalam (di) = 16,8750 in
- Tinggi Jaket (L) = 268,8598 in
- Tebal Jaket (ts) = 1/16 in
- Tebal Jaket tutup bawah (thb) = 1/16 in

- Tinggi jaket tutup bawah (hb) = 2,8519 in

3. Sparger Udara

- Luas lubang sparger = 0,1752 in²
- Rate volumetric gas = 0,8615 ft³/menit
- Jarak antar lubang (P_T) = 0,5000 in
- Luas satu segitiga = 0,1376 in²
- Jumlah lubang = 25 buah

4. Shower Liquid H₂SO₄

- Luas lubang shower = 18,8573 in²
- Rate volumetric = 4,7243 ft³/menit
- Jarak antar lubang (P_T) = 0,5000 in
- Luas satu segitiga = 0,1083 in²
- Jumlah lubang = 25 buah

5. Bagian Nozzle

a. Nozzle untuk pemasukan H₂SO₄

- Type = Welding neck
- Size = 3 in
- OD of pipe = 3 1/2 in
- Flange Nozzle thickness (n) = 0,3 in
- Diameter of hole in reinforcing plate (DR = 3 5/8 in
- Length of side of reinforcing plate, L = 10 in
- Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in
- Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in
- Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in
- Distance from Bottom of tank to center of nozzle
 - * Regular, Type H = 8 in
 - * Low, Type C = 5 in

b. Nozzle untuk feed gas udara

- Size = 2 in
- OD of pipe = 2 3/8 in
- Flange Nozzle thickness (n) = 2/9 in
- Diameter of hole in reinforcing plate (DR = 2 1/2 in
- Length of side of reinforcing plate, L = 10 in
- Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in
- Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in
- Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in
- Distance from Bottom of tank to center of nozzle
 - * Regular, Type H = 7 in
 - * Low, Type C = 3 1/2 in

c. Nozzle untuk manhole

- Type = Welding neck
- Ukuran pipa nominal (NPS) = 20 in
- Diameter luar pipa (A) = 27,5 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 1,6875 in
- Diameter bagian lubang menonjol (R) = 23 in

- Diameter lubang pada titik pengelasan (K) = 20 in
 - Diameter hubungan pada alas (E) = 22 in
 - Panjang julikan (L) = 5,6875 in
 - Diameter dalam flange (B) = 19,25 in
 - Jumlah lubang baut = 20 buah
 - Diameter = 1,25 in
- d. Nozzle untuk air pendingin masuk**
- Ukuran pipa nominal (NPS) = 1/2 in
 - Diameter luar pipa (A) = 3 1/2 in
 - Ketebalan flange minimum (T) = 7/16 in
 - Diameter bagian lubang menonjol (R) = 1 3/8 in
 - Diameter lubang pada titik pengelasan (K) = 0,84 in
 - Diameter hubungan pada alas (E) = 1 3/16 in
 - Panjang julikan (L) = 1 7/8 in
 - Diameter dalam flange (B) = 0,62 in
 - Jumlah lubang baut = 4 buah
 - Diameter Baut = 1/2 in
- e. Nozzle Pengeluaran Produk Liquid**
- Size = 3 in
 - OD of pipe = 2 3/8 in
 - Flange Nozzle thickness (n) = 0,3 in
 - Diameter of hole in reinforcing plate (DR = 3 5/8 in
 - Length of side of reinforcing plate, L = 10 in
 - Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in
 - Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in
 - Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in
 - Distance from Bottom of tank to center of nozzle
 - * Regular, Type H = 7 in
 - * Low, Type C = 5 in
- f. Nozzle untuk keluaran air pendingin**
- Ukuran pipa nominal (NPS) = 1/2 in
 - Diameter luar pipa (A) = 3 1/2 in
 - Ketebalan flange minimum (T) = 7/16 in
 - Diameter bagian lubang menonjol (R) = 1 3/8 in
 - Diameter lubang pada titik pengelasan (K) = 0,84 in
 - Diameter hubungan pada alas (E) = 1 3/16 in
 - Panjang julikan (L) = 1 7/8 in
 - Diameter dalam flange (B) = 0,62 in
 - Jumlah lubang baut = 4 buah
 - Diameter = 1/2 in
- g. Nozzle Pengeluaran Produk Gas**
- Size = 3 in
 - OD of pipe = 3 1/2 in
 - Flange Nozzle thickness (n) = 0.300 in
 - Diameter of hole in reinforcing plate (DR = 3 5/8 in
 - Length of side of reinforcing plate, L = 10 in

- Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in
- Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in
- Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in
- Distance from Bottom of tank to center of nozzle
 - * Regular, Type H = 8 in
 - * Low, Type C = 5 in

Dari Brownel & Young tabel 12.2 halaman 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding neck dengan dimensi :

- Nozzle A = Nozzle pemasukan Etanol
- Nozzle B = Nozzle pemasukan Udara H₂SO₄
- Nozzle C = Nozzle pemasukan air pendingin
- Nozzle D = Nozzle pengeluaran produk liquid
- Nozzle E = Nozzle untuk manhole
- Nozzle F = Nozzle pengeluaran air pendingin
- Nozzle G = Nozzle pengeluaran produk gas
- NPS = Ukuran pipa nominal, in
- A = Diameter luar flange, in
- T = Ketebalan minimum flange, in
- R = Diameter luar bagian yang menonjol, in
- E = Diameter hubungana atas, in
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L = Panjang julakan, in
- B = Diameter dalam flange, in

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3,50	2 3/4	3,07
B	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
C	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20,00	5 11/16	19,25
D	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0,84	1 7/8	0,62
E	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,1
F	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0,84	1 7/8	0,62
G	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,07

6. Flange, Bolting dan Gasket

a. Flange

- Bahan konstruksi = HAS SA 240 Grade M Type 316
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 15000
- Tebal flange = 1,2577 in
- Diameter dalam (Di) = 20,2806 in
- Diameter luar (Do) = 21,0306 in
- Type flange = Ring Hange Loss Type

b. Bolting

- Bahan konstruksi = HAS SA 193 Grade B6 Type 416
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 15000
- Ukuran Baut = 1/2 in
- Jumlah Baut = 4 buah

c. Gasket

- Bahan konstruksi = Asbestos Filled Stainless steel
- Gasket factor (m) = 3,75
- min design seating stress (y) = 9000 psia
- Tebal Gasket (n) = 0,0071 in

7. Sistem Penyangga Reaktor

- Jenis = Kolom I-Beam
- Width of flange (b) = 5,0000 in
- Depth of beam (h) = 12 in
- Area of section (Ay) = 9,2600 in²
- Axis (r) = 4,8300 in
- Jumlah = 4 buah
- Ukuran I-beam = 12 x 5 in
- Panjang (L) = 71,1096 in

8. Base Plate

- Ukuran = 1/8 in
- Root area = 1 1/4 in
- Bolt spacing = 1 1/5 in
- Minimum radial distance = 2 in
- Edge distance = 1 1/2 in
- Nut dimension = 2 3/8 in
- Maximum fillet radius = 5/8 in

9. Lug

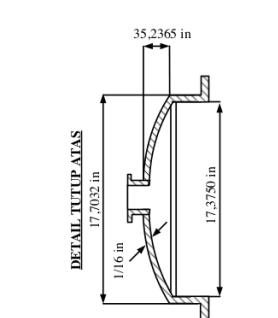
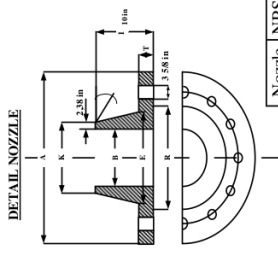
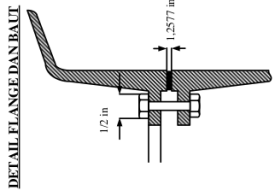
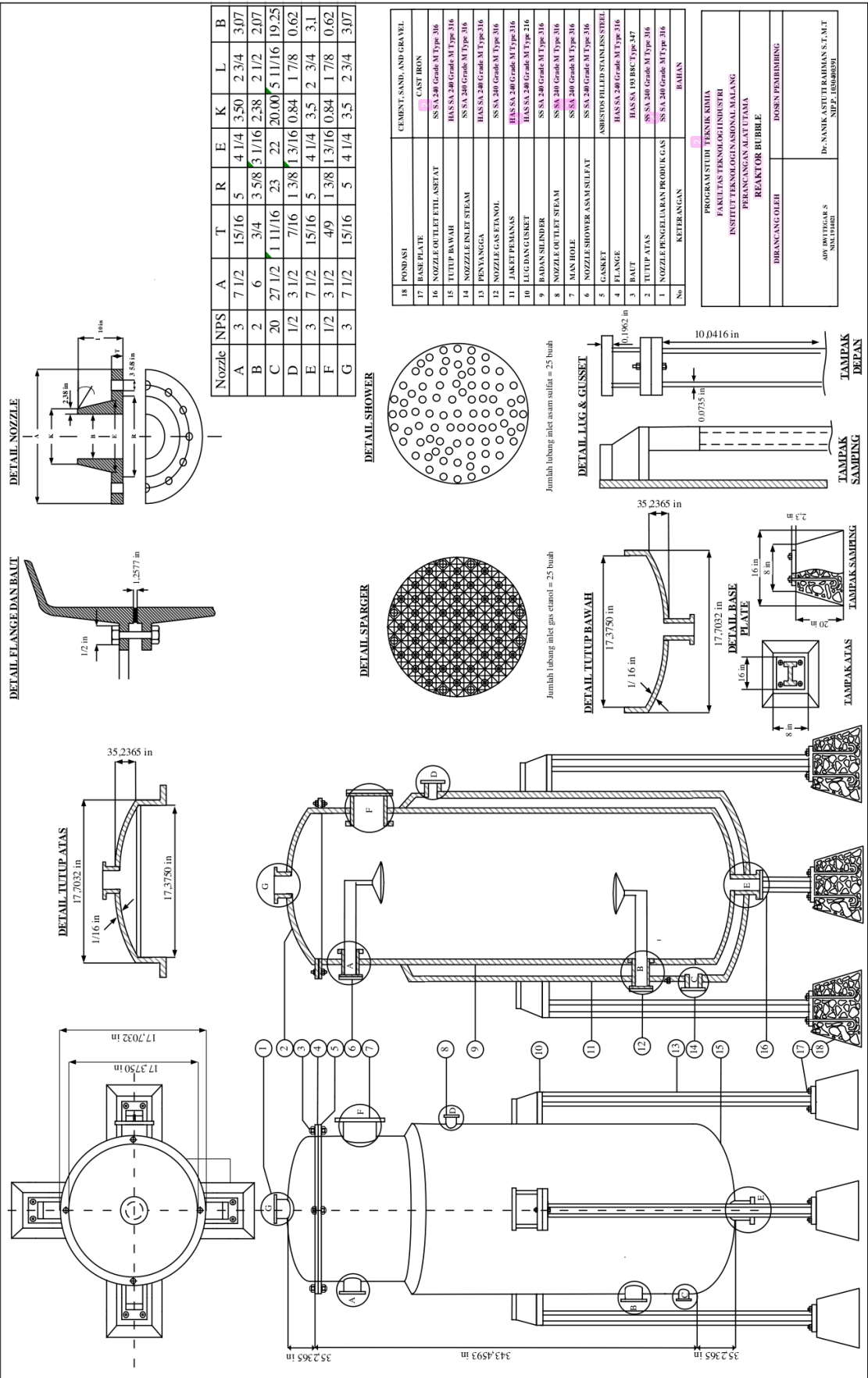
- Lebar = 9,1492 in
- Tebal = 0,1962 in
- Tinggi = 10,0416 in

10. Gusset

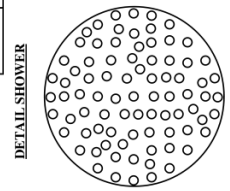
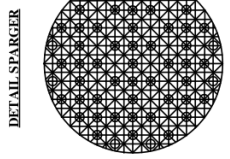
- Lebar = 15,8508 in
- Tebal = 0,0736 in
- Tinggi = 10,0416 in

11. Sistem Pondasi

- Luas Atas = 15 x 15 in
- Luas Bawah = 40 x 40 in
- Tinggi Pondasi = 20 in
- Luas Permukaan Tanah rata-rata = 1600 in²
- Bahan = Pasir, Semen dan Batuan kecil (Gravel)



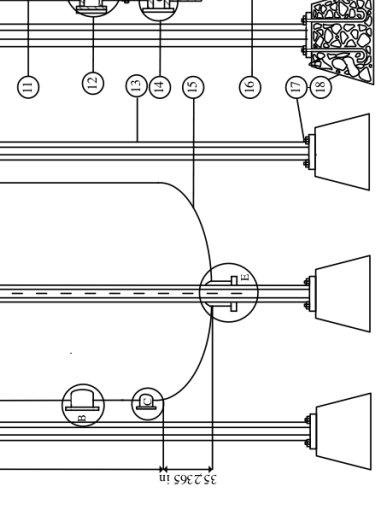
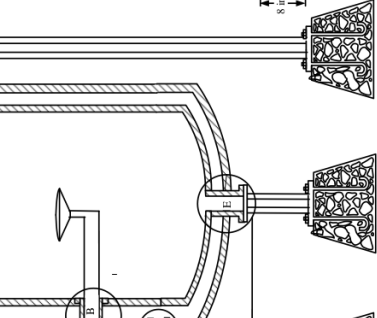
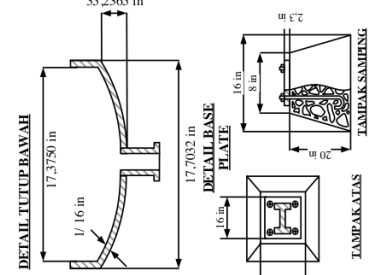
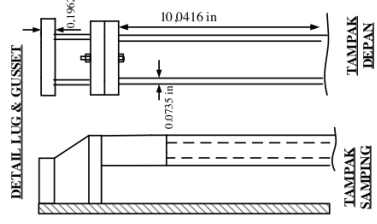
Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.50	2 3/4	3.07
B	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2.38	2 1/2	2.07
C	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20.00	5 11/16	19.25
D	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0.84	1 7/8	0.62
E	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.1
F	1/2	3 1/2	49	1 3/8	1 3/16	0.84	1 7/8	0.62
G	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07



Jumlah lubang inlet gas etanol = 25 buah

Jumlah lubang inlet asam sulfat = 25 buah

No	REFERENSI	BAHAN
18	PODASI	CEMENT, SAND, AND GRAVEL
17	BASE PLATE	CAST IRON
16	NOZZLE OUTLET ETHANOL	SS SA 240 Grade M Type 316
15	TUTUP BAWAH	HASSA 240 Grade M Type 316
14	NOZZLE INLET STEAM	SS SA 240 Grade M Type 316
13	PENYANGGA	HASSA 240 Grade M Type 316
12	NOZZLE GAS ETANOL	SS SA 240 Grade M Type 316
11	JAKET PANAS	HASSA 240 Grade M Type 316
10	LEGUNGAN SERKET	HASSA 240 Grade M Type 316
9	BAHAN SILINDER	SS SA 240 Grade M Type 316
8	NOZZLE OUTLET STEAM	SS SA 240 Grade M Type 316
7	MAN HOLE	SS SA 240 Grade M Type 316
6	NOZZLE SHOWER ASAM SULFAT	SS SA 240 Grade M Type 316
5	GASKET	ASBESTOS FILLED STAINLESS STEEL
4	FLANGE	HASSA 240 Grade M Type 316
3	BAUT	HASSA 191 B8C Type 347
2	TUTUP ATAS	SS SA 240 Grade M Type 316
1	NOZZLE PENGEJILAN PRODUK GAS	SS SA 240 Grade M Type 316



No	REFERENSI	BAHAN
1	PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA	PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
2	FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI	FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
3	INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG	INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
4	PERANGKAPAN ALAT UTAMA	PERANGKAPAN ALAT UTAMA
5	REAKTOR BUBBLE	REAKTOR BUBBLE
6	DIBRANGKAI OLEH	DISEN PEMBIMBING
7	DISUSUN OLEH	DISEN PEMBIMBING
8	ABD. HUSNIDAR S. M. I. HADISI	ABD. HUSNIDAR S. M. I. HADISI
9	Dr. NANIK ASTUTI RAHMANS S. T. M. T.	Dr. NANIK ASTUTI RAHMANS S. T. M. T.
10	NIP. 1031003091	NIP. 1031003091

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Dalam suatu industri sangat perlu adanya instrumentasi dan keselamatan kerja guna meningkatkan kualitas dan kualitas produk. Instrumentasi ini digunakan untuk mengontrol jalannya suatu proses agar dapat di kendalikan sesuai dengan di harapkan. Sedangkan keselamatan kerja juga menjadi fokus perhatian dalam perusahaan untuk mencapai sistem kerja yang aman yaman sehingga dapat mengatasi bahaya – bahaya bagi pekerja maupun pihak lain.

7.1. Instrumental

Intrumentasi ini secara otomatis maupun manual dapat berfungsi untuk memonitoring dan pengendalian kondisi operasi dalam plant. Dalam pengaturan dan pengendalian kondisi operasi dalam pant. Dalam pengaturan dan pengendalian kondisi operasi dan peralatan proses sangatlah di perlukan adanya peralatan (instrumetasi) kontrol. Dimana instrumentasi ini merupakan suatu alat petunjuk atau indicator, suatu perekam, atau suatu pengontrol (*controller*).dalam industri kimia banyak variable yang perlu di ukur dan di kontrol, seperti ph, temperature, tekanan, kecepatan,aliran dan sebagainya.

Pada perancangan pabrik, alat kontrol yang digunkan adalah alat kontrol manual dan alat kontrol otomatis. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan pertimbangan teknis maupun ekonomis. Tujuan penggunaan alat kontrol atau instrumentasi ini diharapkan akan tercapai hal – hal seperti berikut :

- Menjaga variable proses pada batas operasi aman
- Menjaga kualitas produk dalam standard yang telah ditetapkan dan lebih terjamin.
- Memudahkan pengoprasian suatu alat
- Kondisi bebahaya dapat diketahui lebih awal dengan menggunakan alrem peringatan
- Efisiensi kerja akan meningkat dan menekan ongkos produksi serendah mungkin

Faktor – faktor yang perlu di perhatikan dalam instrumentasi yaitu :

- Jenis istrumentasi
- Range yang diperlukan untuk pengukuran

VII-2

- Ketelitian yang di butuhkan
- Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi operasi
- Faktor ekonomi

Dengan adanya instrumentasi ini, diharapkan semua proses dapat berjalan dengan lancar dengan lancar sesuai dengan apa yang diharapkan, pada pra rencana pabrik Dietil Eter ini di pasang beberapa alat kontrol , yaitu :

1. *Level indicator* (LI)

Alat ini berfungsi untuk mengetahui ketinggian fluida yang ada di dalam tangka penampung agar tidak melebihi batas yang di tentukan dan mengetahui masih ada tidaknya ketersediaan bahan dalam tangka

2. *Flow Controller* (FC)

Di pasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida melalu perpipaan sehingga air yang masuk ke peralatan proses tetap konstan

3. *Pressure Controller* (PC)

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan tekanan agar berpotensi pada tekanan konstan

4. *Temperatur Controller* (TC)

Dipasang pada alat yang memerlukan panjang suhu agar berpotensi pada suhu konstan

5. *Weight Controller* (WC)

Alat ini di pasang pada aliran solid, untuk mengatur aliran padatan agar selalu sama dan seragam

Tabel 7.1. Alat – Alat kontrol pada pabrik Dietil Eter

No.	Nama Alat	Kode Alat	Kondisi instrumental
1	Storage Etanol	F- 114	<i>Level Indikator (LI)</i>
3	Storage asam sulfat	F-111	<i>Level Indikator (LI)</i>
4	Vaporizer	V-116	<i>Temperatur Controller (TC)</i>
5	Heater	E-113	<i>Temperatur Controller (TC)</i>
6	Reaktor	R-110	<i>Temperatur Controller (TC)</i>
			<i>Pressure indicator (PI)</i>
7	Kondensor	E-121	<i>Temperatur Controller (TC)</i>
8	Cooler	E-117	<i>Temperatur Controller (TC)</i>

9	Destilasi	D-120	<i>Pressure indicator (PI)</i>
			<i>Flow Controller (FC)</i>
10	Kondensor	E-124	<i>Temperatur Controller (TC)</i>
11	Reboiler	E-122	<i>Temperatur Controller (TC)</i>
12	Cooler	E-123	<i>Temperatur Controller (TC)</i>
13	Cooler	E-136	<i>Temperatur Controller (TC)</i>
14	Packing Produk	P-137	<i>Flow Controller (FC)</i>
15	Storage produk	F-138	<i>Ratio Controller (RC)</i>

7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja dalam industri kimia merupakan factor penting yang wajib diperhatikan. Hal tersebut dikarenakan menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran dalam proses produksi. Apabila keselamatan kerja diperhatikan dan dilakukan dengan baik maka akan memberikan perasaan tenang dan aman bagi para karyawan pekerja. Sehingga dengan demikian produktivitas dapat meningkat.

Hal-hal diperlukan untuk menunjang keselamatan kerja karyawan adalah sebagai berikut :

Tabel 7.2. Alat – alat keselamatan kerja pada pabrik Dietil Eter

NO	Alat Pelindung	Lokasi pengamanan
1	Masker	Storage, laboratorium
2	Helm safety	Storage, laboratorium
3	Safety glasses	Storage, laboratorium
4	Sepatu karet	Storage, laboratorium
5	Sarung tangan	Storage, laboratorium
6	Hydrant (unit pemadaman kebakaran)	Semua ruangan di area pabrik
7	Baju khusus (jas lab)	Laboratprium

Kejadian berbahaya yang terjadi dalam suatu pabrik pada umumnya disebabkan oleh adanya beberapa factor antara lain terjadinya kerusakan pada alt-alat pabrik, kebocoran bahan-bahan berbahaya kebakaran/ledakan, kelalaian pekerja dan lain-lain. Sehingga selain dari pihak diindustri, para pekerja juga harus menjaga dan mecegah terjadinya suatu kecelakaan.

Pra rencana pabrik Diedit Eter dari Etanol dan Asam sulfat dalam melakukan pencegahan dan mengurangi terjadinya bahaya yang mungkin terjadi dapat dilakukan dengan usaha-usaha sebagai berikut:

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya keselamatan kerja, yaitu:

Bahaya – bahaya tersebut dapat terjadi pada pabrik, sehingga harus di perhatikan cara untuk mengatasinya. Adapun cara untuk mengatasinya adalah sebagai berikut :

7.2.1. Bangunan Pabrik

- Bangunan konstruksi Gedung harus sesuai dengan karakteristik tanah dan perlu adanya ventilasi yang cukup
- Perlu mendapatkan perhatian tentang konstruksi bangunan yang kokoh dan kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alam, seperti angin, gempa, petir, dan sebagainya

7.2.2. Perpipaian

- Membuat sirkulasi sanitasi yang efisien dan dilengkapi dengan sensor yang bertujuan untuk menghindari terjadinya kebocoran pada sanitasi
- Jalur proses yang terletak dibawah permukaan tanah harus lebih baik dibandingkan perpipaian diatas permukaan tanah, hal tersebut bertujuan untuk memudahkan dalam pendeteksian terjadinya kebocoran, perbaikan, korosi maupun pergantian

7.2.3. Listrik

- Instalasi listrik disusun secara efektif dan rapi untuk menghindari adanya kontak langsung pada saat pengoperasian maupun perbaikan dianjurkan menggunakan alat pengaman yang telah disediakan, sehingga para pekerja dapat terjamin keselamatannya
- Disediakan pembangkit tenaga cadangan (*Power supply*)
- Pemberian penerangan yang cukup pada semua bagian pabrik
- Peralatan listrik dibawah tanah sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu dengan jelas
- Penempatan yang aman untuk peralatan-peralatan yang sangat penting seperti *Switcher dan Transformator*

7.2.4. Ventilasi

Dimana pertukaran udara dalam ruang proses maupun ruang lainnya, pertukaran udara dianjurkan berjalan dengan baik agar dapat memberikan rasa segar kepada karyawan dan juga dapat menghindari gangguan terhadap pernafasan.

7.2.5. Alat-alat Bergerak

Peralatan yang bergerak sebaiknya ditempatkan pada jarak yang aman dan tertutup dengan peralatan lain. Dengan demikian maka akan mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para karyawan.

7.2.6. Karyawan

Demi terjaminnya keselamatan karyawan saat bekerja, berikut beberapa nilai-nilai yang diperhatikan :

- Seluruh karyawan wajib mematuhi pengarahannya dengan tujuan para karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan keselamatan orang lain
- Pemakaian topi pelindung bila karyawan beroperasi di sekitar lahan proses
- Penggunaan sepatu khusus untuk operator yang beroperasi disekitar lokasi Gudang bahan baku serta tempat lain yang perlu pemberian isolasi pada pipa yang panas
- Pemakaian pelindung telinga bagi para operator di genset
- Setiap kecelakaan kerja atau terdapat kejadian yang merugikan segera dilaporkan ke atasan
- Pengontrol secara berkala terhadap alat-alat instalasi oleh petugas *Maintenance*

7.2.7. Pencegahan dan Penanggulangan Bahaya Kebakaran

Berikut beberapa kemungkinan yang menjadi penyebab kebakaran dan cara pencegahannya :

- Terjadinya kebakaran pada area utilitas, laboratorium, unit proses. Cara pencegahan yang dilakukan adalah penempatan dan mengatur alat-alat utilitas yang cukup jauh dari *Power plant*, akan tetapi praktis dari unit operasi. Untuk bangunan laboratorium, workshop, dan kantor sebaiknya diletakkan berdekatan dari unit proses
- Terjadinya loncatan bunga api listrik pada saklar dan stop kontak serta pada instrumentasi lainnya. Cara pencegahannya yang dilakukan adalah

melakukan pemasangan isolasi pada seluruh kabel transmisi. Pemberian tanda-tanda larangan suatu tindakan yang mengakibatkan kebakaran seperti tanda dilarang merokok juga merupakan pencegahan yang tepat.

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

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

- a. Instalasi pemadam dengan air

Digunakan untuk kebakaran pada bahan yang mudah berpijar seperti kayu, arang, kertas dan bahan berserat. Jenis kebakaran ini dapat menggunakan bantuan air yang dialirkan menggunakan pipa dan dibantu dengan alat pompa. Maka penyediaan instalasi pemadam air menggunakan instalasi listrik tersendiri, yang bertujuan untuk menghindari terjadinya adanya gangguan apabila listrik pada pabrik dimatikan ketika terjadinya kebakaran.

- b. Instalasi pemadam dengan CO₂

CO₂ yang digunakan dalam fase cair dan dapat mengalir melalui tabung gas yang bertekanan yang disambung secara seri menuju *Nozel-nozel*. Instalasi ini digunakan untuk memadamkan kebakaran diruang tertutup, seperti ditempat tangki penyimpanan dan pemadam pada instalasi listrik.

7.2.8. Pengamanan dan Pengontrol Terhadap Kebakaran

Apabila terjadi kebakaran pada pabrik Dietil Eter terhadap beberapa usaha dalam mengontrol dan pengamanan akan terjadinya kebakaran dan bagaimana cara mengatasinya. Dalam penggunaan alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui jenis-jenis apinya. Berikut jenis api dan alat yang digunakan :

- Kelas A

Merupakan jenis api biasa yang disebabkan oleh bahan yang mudah terbakar seperti kertas dan kayu. Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

- Kelas B

Merupakan jenis api yang disebabkan oleh cairan yang mudah terbakar. Api jenis ini dapat ditangani dengan memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan yang dianggap sesuai.

- Kelas C

Merupakan jenis api yang disebabkan oleh perlengkapan listrik atau dari hubungan arus pendek. Penanganannya dapat dilakukan dengan menggunakan alat yang tidak memiliki kadmungan listrik atau tidak dialiri listrik.

- Kelas D

Merupakan jenis api yang disebabkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak, untuk jenis ini diperlukan penanganan khusus.

Terdapat beberapa contoh media yang digunakan sebagai pemadam jenis-jenis api diatas antara lain :

- *Soda Acid Extinguished* untuk api kelas A
- *Carbon Dioxide Extinguished* untuk api kelas A, C, dan D
- *Dry Chemical Extinguished* untuk api kelas A,B,C, dan D.

Media pemadam yang digunakan pada pabrik Dietil Eter adalah *Dry Chemical Extinguished*.

BAB VIII

UTILITAS

Utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk sebagai punjang pada proses produksi dalam suatu pabrik industri kimia, sehingga kapasitas produksi dapat terpenuhi. Unit utilitas yang diperlukan pada pra-rencana pabrik Dietil Eter ini, yaitu :

1. Unit Pengolahan Air

Pengolahan air digunakan sebagai air proses dalam air boiler, air pendingin, air untuk pemadam kebakaran dan air sanitasi

2. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Tenaga listrik berfungsi sebagai sumber untuk energi antara lain pada alat produksi, utilitas dan penerangan

3. Unit Penyediaan Steam

Berfungsi sebagai media pemanas dalam proses produksi

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Penyediaan bahan bakar bertujuan untuk mengoperasikan generator dan boiler.

5. Unit Pengolahan Limbah

Pengolahan limbah bertujuan untuk mengurangi limbah yang dihasilkan suatu industri kimia.

8.1. Unit Pengolahan Air

Sumber air yang digunakan pada pabrik ini adalah air kawasan, yaitu air kawasan dari PT. Kawasan Industri Gresik karena pada pabrik Dietil Eter ini dibangun di kawasan PT. KIG. Air kawasan dipompa dan ditampung di dalam bak air bersih yang selanjutnya akan dilakukan bisa digunakan sebagai air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air umpan boiler.

Unit pengolahan air berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air, baik ditinjau dari segi kualitas maupun kuantitasnya. Berdasarkan segi kualitas air menyangkut syarat air yang harus dipenuhi, sedangkan segi kuantitas air menyangkut jumlah kebutuhan air yang harus terpenuhi

8.1.1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memiliki syarat kualitas air sebagai berikut :

1. Syarat fisika

- Suhu : Dibawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau
- Kekeruhan : Lebih kecil dari $1 \text{ mg SiO}_2/\text{liter}$
- pH : Netral

2. Syarat Kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, dan Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

3. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri pathogen yang dapat merubah sifat fisik cair.

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Dietil Eter ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawann

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang =120 L/hari/orang. Sehingga kebutuhan air sanitasi 146 karyawan sebesar 726,8464 Kg/jam.

2. Untuk kebutuhan laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan. Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk laboratorium dan taman sebesar 1090.2696 Kg/jam

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi yang diguakan untuk pemadam kebakaran dan cadangan air direncanakan 4-% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman, sehingga kebutuhan untuk pemadam kebakaran dan cadangan air sebesar 436,10784 Kg/jam.

Jadi total kebutuhan air sanitasi pada pra-rencana pabrik Dietil Eter ini sebesar 1526,3774 kg/jam.

Air dari bak penampung (F-212) dialirkan dengan pompa (L-213) menuju bak klorinasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung kedalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak sanitasi (F-242) dengan menggunakan pompa (L-241) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

8.1.2. Air Pendingin

Fungsi dari air pendingin antara lain sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Tidak mudah terkondensasi
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan

Selain sebagai media air pendingin yang digunakan harus memenuhi persyaratan tertentu, yang bertujuan untuk meminimalisir terjadinya silika penyebab kerak, besi penyebab korosi, dan minyak penyebab menurunnya efisiensi dari heat transfer sehingga terbentuknya suatu endapan.

Air pendingin sebelum digunakan perlu diolah terlebih dahulu. Kandungan bahan didalam air akan mempengaruhi system air pendingin, sebab bahan-bahan yang terkandung didalamnya kemungkinan akan menimbulkan masalah kerak yang menghambat perpindahan panas. Sebagai media pendingin air harus memenuhi syarat tertentu yaitu tidak mengandung besi penyebab korosi, silika penyebab kerak, dan minyak penyebab menurunnya efisiensi heat transfer yang menyebabkan terbentuknya endapan. Untuk menghemat pemakaian air, maka air pendingin yang digunakan didinginkan kembali dalam Cooling tower. Kecuali bila ada kebocoran/kehilangan maka disediakan penambahan air sebesar 20% dari kebutuhan air pendingin. Jadi, jumlah kebutuhan air pendingin adalah 97.174,965 Kg/jam

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, dari bak air lunak (F-144) dipompa ke bak air pendingin (F-222) menggunakan pompa sentrifugal (L-221) kemudian dialirkan ke peralatan proses dengan pompa (L-223). Air yang telah digunakan akan didinginkan di cooling tower (P-230) dan selanjutnya dari cooling tower air di *Recycle* ke bak air pendingin kembali

8.1.3. Air Umpan Boiler

Penyediaan air umpan boiler nantinya akan dipanaskan hingga menjadi steam. Kebutuhan steam pada Pra- rencana pabrik Dietil Eter ini digunakan pada vaporizer (V-116), Heater (E-113), dan Reboiler (E-132) sebesar 1.105,9521 kg/jam. Air umpan boiler disediakan berlebih sebesar 20% untuk mengganti steam yang hilang karena adanya kebocoran transmisi.

Karena didalam boiler terjadi pemanasan harus diwaspadai adanya kandungan-kandungan mineral seperti ion Cad an Mg. Air yang banyak mengandung ion Cad an Mg disebut sebagai air sadah (*Hard water*). Ion-ion ini sangat berpengaruh pada kualitas air yang nantinya akan digunakan sebagai air umpan boiler. Biasanya ion-ion ini terlarut dalam air sebagai garam karbonat, sulfat, bikarbonat, dan klorida. Berbeda dengan senyawa-senyawa kima lainnya, kelarutan dari senyawa-senyawa mengandung unsur Ca dan Mg akan memiliki kelarutan yang makin kecil/rendah apabila suhu makin tinggi. Sehingga ketika memasuki boiler, air ini merupakan masalah yang harus segera diatasi. Air yang sadah ini akan menimbulkan kerak (*Scaling*) dan tentu saja akan mengurangi efisiensi dari boiler itu sendiri akibat dari hilangnya panas akibat adanya kerak tersebut. Selain itu yang dikhawatirkan bisa menyebabkan *Scaling* adalah adanya deposit silica.

Persyaratan air umpan boiler sangat tergantung dari macam atau jenis boilernya. Persyaratan tersebut seperti yang terlihat pada tabel 8.1 dan tabel 8.2.

Tabel 8.1. Persyaratan kandungan bahan dalam air boiler, pada beberapa tekanan boiler

Parameter	Tekanan Boiler (psig)			
	0-150	150-250	250-400	>400
<i>Turbidity</i>	20	10	5	1
<i>Color</i>	80	40	5	2
<i>Oxigen consumed</i>	15	10	4	3
<i>Dissolved oxygen (O₂)</i>	1,5	0,1	0	0
<i>Hydrogen sulfide (H₂S)</i>	5	3	0	0
<i>Total hardness (CaCO₃)</i>	80	40	10	2
<i>Sulfite carbonate ratio (Na₂SO₄:Na₂CO₃)</i>	1:1	2:1	1:1	1:1
<i>Aluminium oxide (Al₂O₃)</i>	5	0,5	0,05	0,01
<i>Silica (SiO₂)</i>	40	20	5	0
<i>Bicarbonate (HCO₃⁻)</i>	50	30	5	0
<i>Carbonate (CO₃⁻)</i>	200	100	40	20
<i>Hydroxide (OH)⁻</i>	50	40	30	15
<i>Total solid</i>	3000-500	2500-500	1500-100	50

Minimum pH	8,0	8,4	8	96
------------	-----	-----	---	----

Tabel 8.2. Persyaratan kandungan bahan dalam air boiler, pada beberapa tekanan boiler

Tekanan (psia)	Total Dissolved Solid (ppm)	Alkalinity (ppm)	Hardness (ppm)	Silika (ppm)	Turbidity (ppm)	Oil (ppm)	PO ₄ Residu (ppm)
0-300	3500	700	0	100-60	175	7	140
301-405	3000	600	0	60-45	150	7	120
451-600	2500	500	0	45-35	125	7	100
601-750	2000	400	0	35-25	100	7	80
751-900	1500	300	0	25-15	75	7	60
901-1000	1250	250	0	15-12	63	7	50
1001-1500	-	200	0	12-2	50	7	40

Selain harus memenuhi persyaratan diatas air umpan boiler harus bebas dari :

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃
- Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat tak larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, maka air umpan boiler harus dikendalikan agar tidak menimbulkan masalah melalui:

1. Pengendalian priming

Priming adalah keluarnya air dengan keras bersama-sama uap secara tiba-tiba dari boiler yang terjadi karena ketinggian air didalam boiler yang dapat merusak mesin atau turbin. Pada dasarnya priming dapat disebabkan oleh bahan kimia yang terkandung dalam air boiler dan masalah mekanis, yaitu:

- a. Ketinggian air didalam boiler yang terlalu tinggi
- b. Konsentrasi bahan kimia didalam air boiler yang terlalu tinggi
- c. Kotoran yang dapat menaikkan tegangan muka cairan
- d. Pembukaan katup (valve) uap yang terlalu cepat.

Pencegahan terjadinya priming yang disebabkan masalah mekanis, dapat dilakukan dengan cara :

- a. Desingn boiler yang tepat
- b. Menjaga ketinggian air didalam boiler
- c. Membuat metode penyalaan yang tepat
- d. Menjaga jangan sampai terjadi over loading

VIII-6

- e. Menjaga perubahan kondisi boiler yang terlalu mencolok
- f. Menjaga steam storage diatas air (water level) harus tepat
- g. Mengatur kecepatan uap air (steam) seaktu keluar dari boiler.

Jika priming yang terjadi disebabkan oleh kandungan bahan kimia, maka perlu dilakukan pengendalian kandungan solid yang ada didalam air boiler tersebut.

2. Pengendalian carry over

Carry over terjadi karena zat padat yang terkandung didalam air boiler terikut air atau steam keluar boiler dan mengendap pada pipa-pipa uap, valve, mesin atau turbin. Padatan ini akan merusak sudut-sudut turbin dan pelumas mesin. Selain itu akibat pemanasan, zat padat tadi akan timbul dan menempel pada metal dan adanya pemanasan lanjut akan menyebabkan lepas sehingga akan membawa sebagian dari besi yang ditemplei padatan tersebut. Penyebab terjadinya carry over bisa disebabkan persoalan mekanis atau kimia. Apabila persoalannya masalah mekanis, bisa disebabkan oleh *deficiency* pada *boiler design*, ketinggian air, penyalaan yang tidak benar, *over loading* dan perubahan kondisi boiler yang mencolok. Untuk mencegah hal tersebut *boiler design* harus tepat. Apabila masalahnya disebabkan oleh bahan kimia maka yang perlu diperhatikan adalah pengendalian kandungan bahan padat didalam air boiler.

3. Pengendalian kerak atau endapan

Kerak atau endapan yang melekat atau berupa lumpur didalam boiler disebabkan, karena adanya garam-garam Ca^+ dan Mg^+ , yang dapat menyebabkan terjadinya:

- a. Isolasi panas atau panas dari bahan bakar terhalang sehingga efisiensi panas pembakaran rendah
- b. Suatu saat kerak tersebut pecah sehingga air berhubungan langsung dengan dinding boiler yang dapat menimbulkan kebocoran akibat boiler mendapat tekanan yang kuat.

Bentuk-bentuk kerak, antara lain :

- a. Sludge (lumpur), yaitu kerak yang tidak terlalu banyak mengganggu terhadap perpindahan panas, biasanya kerak ini dapat dikurangi dengan blow-down.
- b. Kerak yang menempel kuat pada dinding boiler, yaitu kerak yang sukar dibersihkan.

Ada 2 macam kerak tipe ini, yaitu :

- Kerak porous, yaitu kerak yang berlubang-lubang atau tidak massif. Kerak ini sangat merusak boiler disebabkan didalam kerak tersebut bisa mengurung steam,

yang dapat menyebabkan terjadinya gelembung-gelembung yang akan merusak dinding boiler karena terjadi kelewatan panas.

- Kerak padat (solid), yaitu kerak yang lebih padat dibandingkan dengan kerak porous. Dibandingkan dengan kerak porous, daya rusak kerak padat lebih kecil.

4. Pengendalian korosi

Air umpan boiler dapat menyebabkan korosi pada dinding ketel karena air umpan boiler yang masih bersifat asam atau mengandung bahan terlarut seperti gas, bikarbonat, bahan organik atau minyak.

a. Keasaman atau pH

Apabila air umpan boiler masih bersifat asam, maka ion hydrogen yang cukup besar akan melapisi permukaan metal sehingga akan menimbulkan gas yang akan meninggalkan permukaan metal yang dapat menyebabkan korosi.

b. Oksigen

Adanya oksigen yang terlarut akan menyebabkan terjadinya korosi, dengan cara:

- Oksigen akan mengoksidasi ferrohidroksida ($\text{Fe}(\text{OH})_2$) menjadi ferrihidroksida ($\text{Fe}(\text{OH})_3$) yang akan larut didalam air.
- Oksigen akan bereaksi dengan hydrogen ion yang terjadi karena adanya reaksi Fe^{++} dengan air, dan akan melapisi permukaan metal sehingga terjadi korosi.



c. Bikarbonat

Adanya bikarbonat didalam air umpan boiler akan menyebabkan terjadinya CO_2 karena pemanasan dan adanya tekanan. CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam ini perlahan-lahan akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Garam bikarbonat ini dengan pemanasan akan membentuk CO_2 kembali. Selanjutnya CO_2 akan bereaksi kembali dengan air membentuk asam. Keadaan ini akan berjalan terus menerus sehingga bisa merupakan siklus.



VIII-8

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki Kation exchanger (D-120 A) dan anion exchanger (D-120 B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin RSO_3H^+ dan $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$. Air dari bak penampungan air bersih (F-128) dialirkan dengan pompa (L-219) menuju kation exchanger (D-120 A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi sebagai berikut



Ion Na^+ dalam senyawa NaCl sebagai *influent* ditukar oleh gugus aktif resin kation (H^+) ion H^+ bertemu dengan ion Cl^- membentuk HCl sehingga air akan bersifat asam. Kemudian air tersebut dialirkan ke tangki anion exchanger (D-210B) untuk menghilangkan anion-anion yang mengganggu dalam proses. Resin yang dipakai adalah $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$. Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut:



Untuk kebutuhan air umpan boiler dipakai air dari bak air lunak (F-221). Air lunak tersebut dipompakan oleh pompa air lunak (L-222) ke deaerator (D-223) untuk menghilangkan gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air ditampung dalam bak Boiler Feed Water (F-224), kemudian diumpankan ke boiler (Q-220) dengan pompa ke boiler (L-225). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan direcycle ke bak air lunak (F-221).

8.3. Unit penyedia listrik

Listrik yang dibutuhkan pada pra-rencana Pabrik Dietil Eter ini adalah meliputi :

- Peralatan proses = 30,574 kW
- Listrik untuk penerangan = 98,6541 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrumen dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila suplai listrik PLN mati, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel dengan power 162 kV.A, satu buah generator tambahan digunakan sebagai cadangan.

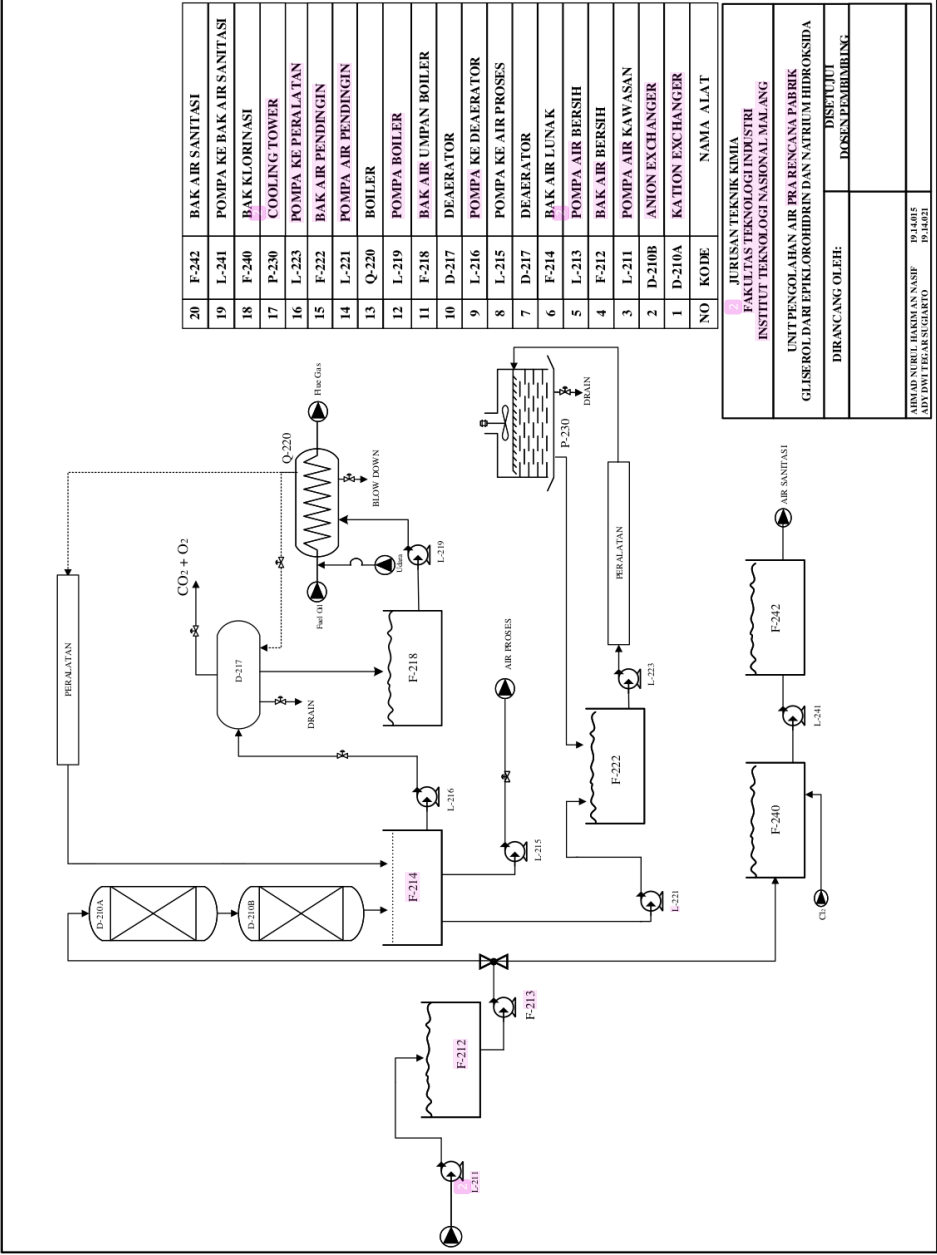
8.4. Unit penyedia bahan bakar

Bahan bakar yang digunakan pada Pabrik Dietil Eter, yaitu pada boiler dan generator, adalah diesel oil dengan kebutuhan sebesar 444,6806 L/hari. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositas relatif lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating value relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada instrument

8.5. Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik Dietil Eter berupa limbah cair. Limbah cair yang berasal dari penguapan di Vaporizer, sisa reaksi yang ada di reaktor, dan sisa reaksi yang ada di scrubber. Limbah cair ini selanjutnya akan diolah di *Waste Water Treatment Plant (WWTP)* yang sudah difasilitasi di Kawasan Industri Gresik.



20	F-242	BAK AIR SANITASI
19	L-241	POMPA KE BAK AIR SANITASI
18	F-240	BAK KLORINASI
17	P-230	COOLING TOWER
16	L-223	POMPA KE PERALATAN
15	F-222	BAK AIR PENDINGIN
14	L-221	POMPA AIR PENDINGIN
13	Q-220	BOILER
12	L-219	POMPA BOILER
11	F-218	BAK AIR UMPAN BOILER
10	D-217	DEAERATOR
9	L-216	POMPA KE DEAERATOR
8	L-215	POMPA KE AIR PROSES
7	D-217	DEAERATOR
6	F-214	BAK AIR LUNAK
5	L-213	POMPA AIR BERSIH
4	F-212	BAK AIR BERSIH
3	L-211	POMPA AIR KAWASAN
2	D-210B	ANION EXCHANGER
1	D-210A	KATION EXCHANGER
NO	KODE	NAMA ALAT

JURISAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
UNIT PENGOLAHAN AIR PERENCANA FABRIK GLISEROL DARI EPIKHLOROHIDRIN DAN NATRIUM HIDROKSIDA
DIRANCANG OLEH: _____ DISKUSI OLEH: _____ DOSEN PEMBIMBING: _____
NO. DAFTAR: _____ NAMA: _____ MATA KULIAH: _____ MURAH: _____

M ₁ (kg/jam) storage NaOH	
Komponen	Massa
NaOH	6442.7764
NaCl	65.7426
Na ₂ CO ₃	66.7426
Total	6575.2616

M ₂ (kg/jam) WP	
Komponen	Massa
H ₂ O	6567.8189

M ₄ (kg/jam) storage C ₃ H ₇ CO	
Komponen	Massa
C ₃ H ₇ CO	6442.7764
C ₃ H ₇ CO	65.7426
C ₃ H ₇ O	66.7426
Total	6575.2616

Mixer
M-115

Reaktor
R-110

Evaporator I
V-120A

Evaporator II
V-120B

M ₃ (kg/jam) WP	
Komponen	Massa
H ₂ O	6575.2616

M ₅ steam (kg/jam) ke Evap II	
Komponen	Massa
H ₂ O	4029.4303

M ₁₁ (kg/jam) ke Reaktor	
Komponen	Massa
NaOH	6442.7764
NaCl	65.7426
Na ₂ CO ₃	66.7426
H ₂ O	6567.8189

M ₆ (kg/jam) ke Evaporator I	
Komponen	Massa
NaOH	10252.3905
NaCl	4099.6172
Na ₂ CO ₃	65.7426
H ₂ O	5333.0695
C ₃ H ₇ CO	64.4278
C ₃ H ₇ CO	65.7246
C ₃ H ₇ O	65.7246
C ₃ H ₇ O ₃	6343.8711

BAB IX

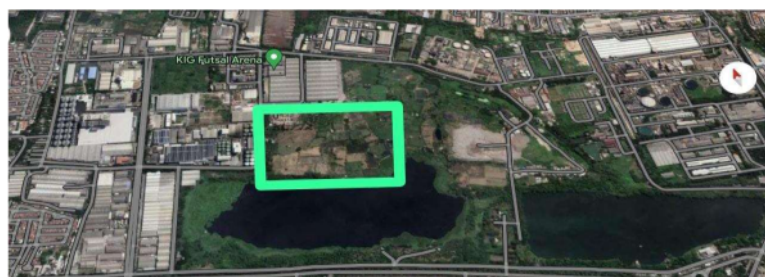
TATA LETAK PABRIK

9.1. Pemilihan Lokasi

Pra Rencana Pabrik Dietil Eter dari Etanol dan Asam Sulfat dengan proses dehidrasi Etanol direncanakan akan didirikan pada Kawasan Industri Gresik. Kel. Karangturi, Kec. Gresik, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Dengan dasar pertimbangan pemilihan lokasi pabrik adalah :

- Dekat dengan bahan baku, kebutuhan bahan baku asam sulfat didapatkan dari PT. Petrokimia Gresik. Sedangkan kebutuhan etanol didapatkan dari PT. Molindo Raya Industrial.
- Tersedianya kebutuhan air dan listrik.
- Fasilitas transport yang memadai.
- Kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari pekerja.
- Adanya lahan kosong untuk perluasan lahan dimasa mendatang.

PETA GRESIK - JAWA TIMUR



Lokasi Pabrik - Jalan Brotonegoro, Randuagung, Kec. Kebomas, Kabupaten Gresik, Jawa Timur

Gambar 9.1. Lokasi Pabrik Dietil Eter

9.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik adalah tempat kandungan dari bagian – bagian pabrik yang meliputi tempat pekerjaannya karyawan, tempat penyimpanan bahan baku, dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga pembangunan area pabrik efisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, sehingga keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat di penuhi. Selain peralatan proses, beberapa bangunan fisik seperti kantor, bengkel, klinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, tempat parker, pos keamanan, dan sebagainya di tempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas barang dan proses.

Perencanaan tata letak pabrik memiliki tujuan utama yaitu memperoleh laba sebesar-besarnya dengan memaksimalkan keseluruhan perangkat meliputi bahan, mesin, manusia dan modal.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pembuatan plat lay out pabrik adalah:

- Pondasi bangunan dan mesin-mesin
- Bentuk dan kerangka bangunan
- Kemungkinan perluasan pabrik dimasa depan
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti timbulnya gas atau asap kebakaran, ledakan dan lainnya
- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan sarana utilitas meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar
- Perancangan ruangan, ventilasi pendinginan ruangan dan fasilitas-fasilitas lain seperti Menara pendingin, peralatan udara, system pengolahan air limbah, peralatan tenaga listrik darurat, pemadam kebakaran dan lain-lain
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik (waste disposal)
- Adanya ruang yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang

Tata letak pabrik (*Plant Lay Out*) dibagi menjadi dua, yaitu :

1. *Master Plot Plant*

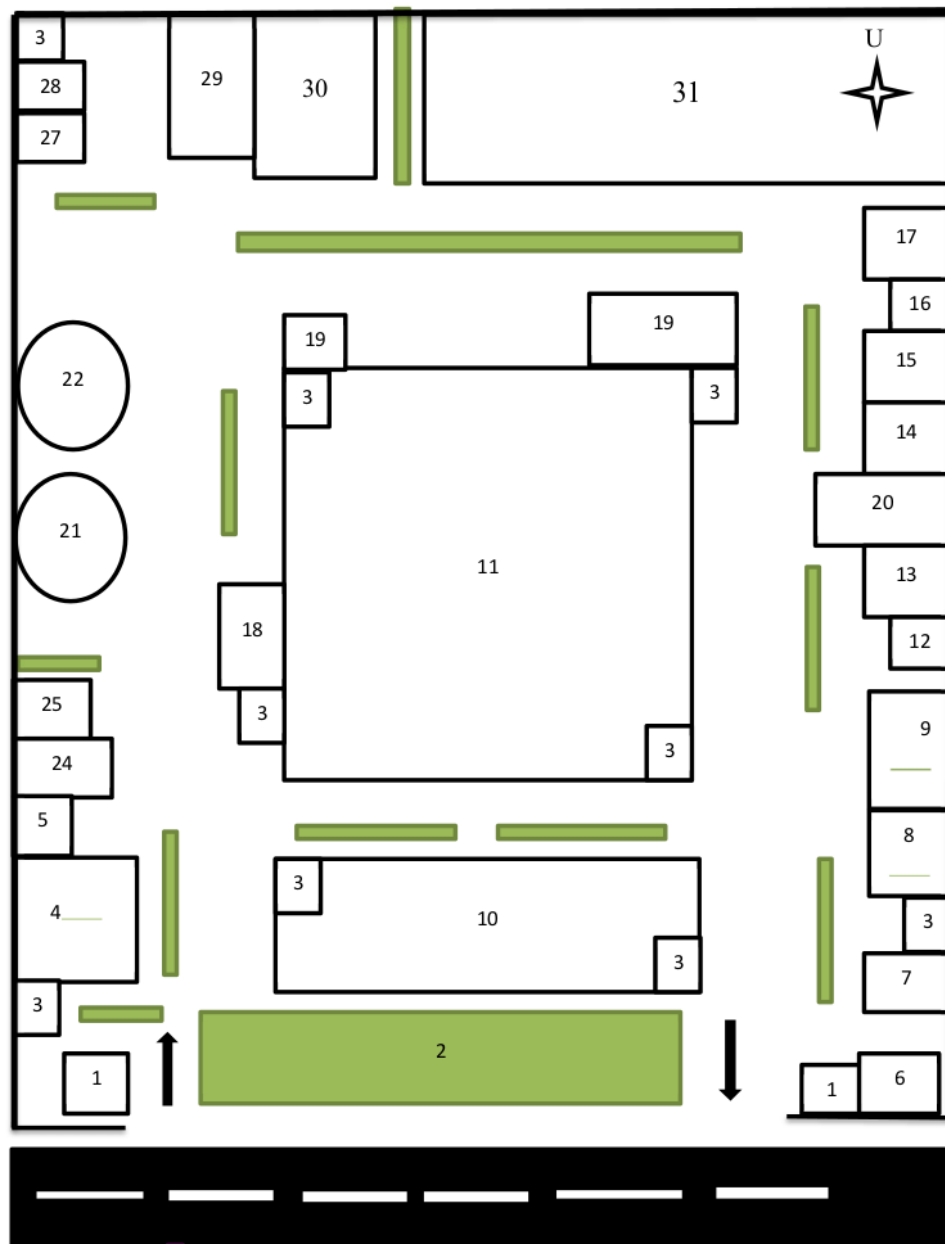
Merupakan suatu penempatan bangunan dan peralatan secara keseluruhan yang meliputi areal proses, penyimpanan serta material handling sedemikian rupa agar pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien.

- Adanya kesinambungan antara alat yang satu dengan alat yang lainnya
- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan peralatan lainnya guna memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatan, dan dapat menjamin keselamatan kerja menurut fungsinya masing-masing
- Diusahakan dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan.

NO	Lokasi	Ukuran (m)		Jumlah	Luas (m ²)
		P	L		
1	Pos pengamanan	3	3	2	18
2	Taman	70	80	1	5600
3	Toilet	2	3	9	54
4	Area parkir	15	10	1	150
5	Kantin	5	5	1	25
6	Poli klinik	6	5	1	30
7	Musholah	6	6	1	36
8	Perputakaan	6	6	1	36
9	Aula	8	6	1	48
10	Kantor pusat	50	40	1	2000
11	Area proses	70	60	1	4200
12	Dapur	3	5	1	15
13	Laboratorium dan pengendalian mutu	10	7	1	70
14	Departemen produksi	10	9	1	90
15	Departemen teknik	10	9	1	90
16	Pemadam kebakaran	7	5	1	35
17	Garasi da bengkel	15	10	1	150
18	Timbangan truk	15	10	1	150
19	Ruang control	10	8	1	80
20	Meneger produksi dan teknik	10	10	1	100
21	Storage etanol	15	14	1	210
22	Storage asam sulfat	15	14	1	210
23	Storage natrium hidroksida	10	9	1	90

IX-4

24	Kantor R&D	10	9	1	90
25	Kantor SDM	10	9	1	90
26	Gedung produk	15	10	1	150
27	Generator	10	7	1	70
28	Bahan bakar	10	7	1	70
29	Boiler	20	15	1	300
30	Utilitas	20	16	1	320
31	Area pelurusan pabrik	30	24	1	720
		Total			15297



Gambar 9.2. Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Dietil Eter

Keterangan :

- | | |
|-------------------------|---------------------------|
| 1. Pos pengamanan | 16. Pemadam kebakaran |
| 2. Taman | 17. Garasi dan bengkel |
| 3. Toilet | 18. Timbangan truk |
| 4. Area parker | 19. Ruang kontrol |
| 5. Kantin | 20. Meneger produksi |
| 6. Poli klinik | 21. Storage etanol |
| 7. Musolah | 22. Storage asam sulfat |
| 8. Perpustakaan | 23. Kantor R dan D |
| 9. Aula | 24. Kantor SDM |
| 10. Kantor pusat | 25. Gudang produk |
| 11. Area proses | 26. Generator |
| 12. Dapur | 27. Bahan bakar |
| 13. Laboratorium | 28. Boiler |
| 14. Departemen produksi | 29. Utilitas |
| 15. Departemen teknik | 30. Area pelurusan pabrik |

2. Process Lay Out

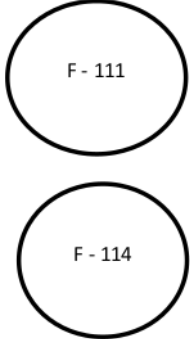
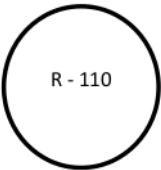
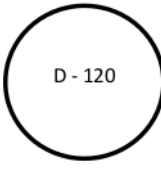
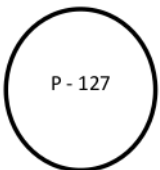
Desain tata ruangan peralatan pabrik menjadi sangat penting karena berpengaruh pada efisien pabrik, yang berkaitan dengan ruang dan waktu operasi maupun sistem perpipaanya. Tata ruang peralatan proses secara umum berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan bekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja.

Berikut ini merupakan beberapa faktor yang perlu di perhatikan dalam pengaturan ruang peralatan proses pabrik, antara lain :

- a. Aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi dimana pemasangan sistem elevasi perlumempertahankan ketinggian minimal 3 meter agar tidk menggnaggu lalu lintas karyawan
- b. Kenyamanan suasana ruangan pabrik walaupun banyak timbunan barang
- c. Urutan peralatan proses di sesuaikan dengan fungsinya agar tidak menyulitkan pengoperasian
- d. Jarak yang cukup antara suatu alat dengan alat proses lainya untuk memudahkan melkukan pengamatan, perawatan dan jaminan keselamatan kerja bagi operator

- e. Ruang gerak pekerja harus leluasa agar dapat meencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat shingga penanganan khusus seperti kerusakan dapat segera teratasi selain itu pengaturan peralatan di lakukan untuk mempertimbangkan kerusakan alat (tubele shooting)
- f. Aliran udara di sekitar areal proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya sehingga mengancam keselamatan pekerja atau kariyawan
- g. Pencahayaan atau penerangan diseluruh areal pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat – tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus
- h. Jarak antar alat proses misalnya untuk peralatan proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat yang lainya agar bila terjadi kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainya
- i. Efektifitas dan efesiensi agar dapat menekan biaya operasi tapi sekaligus menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik, sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

Berikut ini merupakan tata letak dari peralatan yang ada pada pabrik Dietil Eter dapat dilihat pada gambar 9.2.

Tahap Periapan Bahan Baku	Tahap Reksi	Tahap Pemisahan	Tahap Penanganan Produk
 <p>F - 111</p> <p>F - 114</p>	 <p>R - 110</p>	 <p>D - 120</p>	 <p>P - 127</p>

Gambar 9.3. Tata letak Peralatan pabrik Dietil Eter

IX-8

Keterangan :

Tahapan Persiapan bahan baku :

1. Storage etanol (F – 114)
2. Storage asam Sulfat (F – 111)

Tahap Reaksi

1. Reaktor (R – 110)

Tahap pemisahan dan pemurniam

1. Destilasi (D – 120)

Tahap Penanganan produk :

1. Packing Produk (P-127)

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI

Sebuah organisasi dapat dilihat dari hubungan struktural antara fungsi atau personal dalam hubungan suatu dengan lainnya di dalam melaksanakan fungsi – fungsi mereka. Struktur organisasi yang baik, dapat menimbulkan kepuasan perseorangan dan kepuasan perserongan dan kepuasan perserongan dan kepuasan golongan, dapat mendorong kerjasama dan menaikkan moral serta keinginan untuk melakukan sesuatu tanpa perintah. Di dalam bekerjanya, suatu organisasi menentukan batas – batas tugas masing – masing individu atau golongan serta hubungan dan kontak antara suatu dengan yang lainnya.

Dengan ditentukan kewajiban – kewajiban masing – masing orang atau segolongan, dan begitu juga hak – hak dari orang – orang yang bersangkutan, maka organisasi dimungkinkan dapat menghindari kejadian – kejadian yang tidak diinginkan, dengan demikian golongan orang yang banyak itu dapat diarahkan dengan tidak usah menimbulkan pergerakan – pergerakan di antara mereka. Organisasi yang baik akan dapat memperlancar pekerjaan dan selalu memegang teguh kedisiplinan.

10.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Persamaan Terbatas (PT)

Lokasi Pabrik : Gresik

Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun

Modal : Penanaman modal dalam negeri

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik Dietil Eter ini merupakan perusahaan swasta nasional yang berbentuk perseroan terbatas (PT). Bentuk ini digunakan dengan alasan:

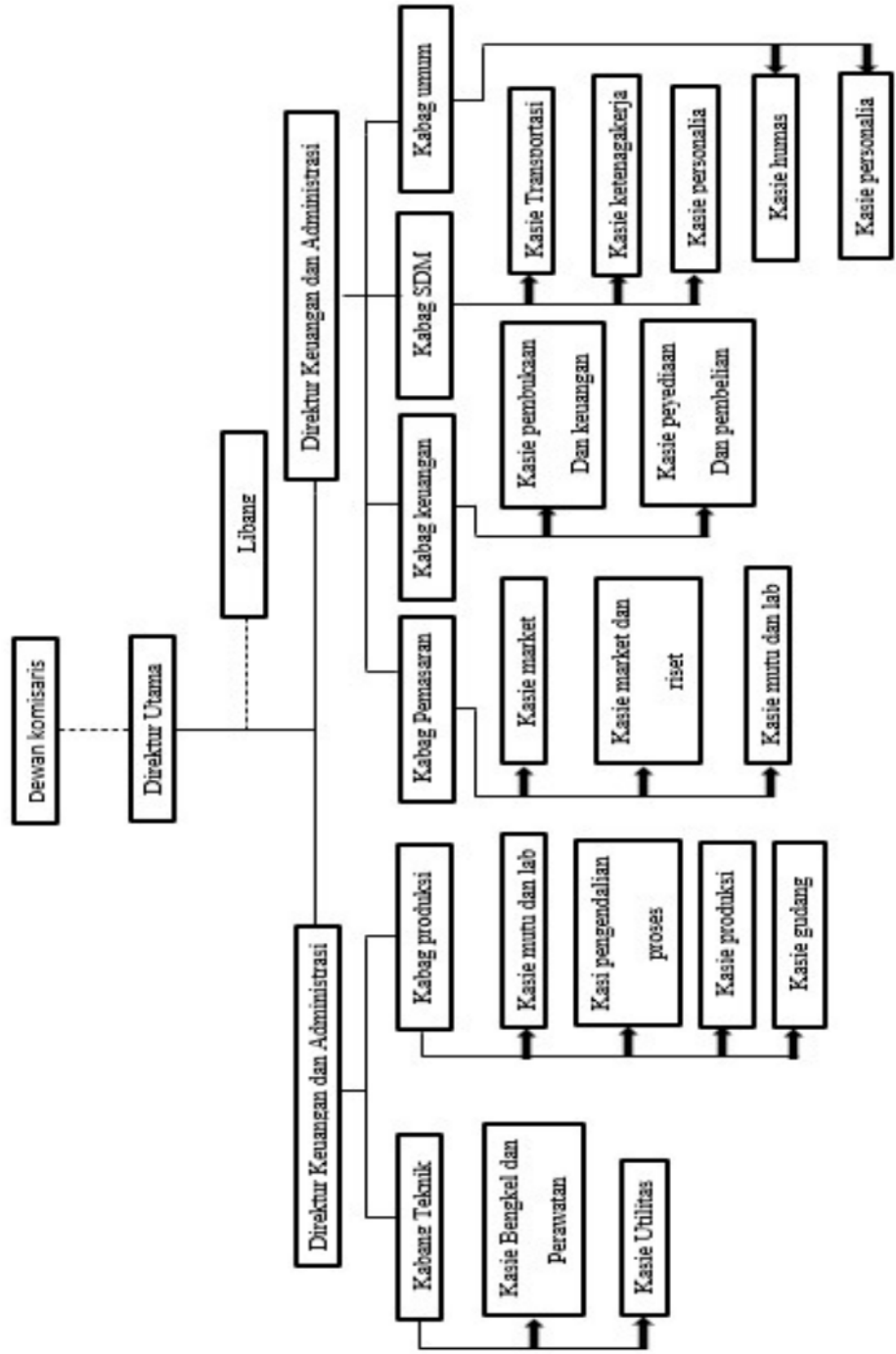
1. Modal menjadi besar karena bersal dari beberapa orang dan pinjaman dari bank
2. Dari segi badan hukum mempunyai status hukum yang lebih kuat dan lebih diakui dibandingkan dengan badan hukum perusahaan lainnya sehingga memudahkan dalam peminjaman uang dari bank
3. Apabila terjadi kerugian maka pemegangan saham hanya mempertanggung jawabkan sebesar modal awalnya saja dan tidak sampai mengambil kekayaan pribadi

4. Konflik sebesar apapun yang terjadi di pabrik tidak akan mempengaruhi kegiatan pabrik karena masalah pribadi tidak akan mengganggu kegiatan pabrik.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur Organisasi pada pabrik Dietil Eter ini adalah sistem garis dan staf karena sistem garis dan staf. Hal-hal yang dijadikan pertimbangan dalam pemilihan system ini:

1. Sistem organisasi garis dan staf sering diterapkan pada organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinyu.
2. Biasa digunakan pada perusahaan yang memproduksi secara massal.
3. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur
4. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja akan lebih efektif
5. Masing-masing kepala bagian atau direktur secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.



Gambar 10.1 Bagaian Struktur Organisasi Pabrik Dierl Eter

10.4. Jam Kerja

Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun. Selama 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk pembersihan serta perbaikan dan perawatan peralatan proses produksi atau yang di kenal dengan istilah *shut down*, sesuai dengan peraturan pemerintahan dalam jumlah jam kerja untuk karyawan adalah 40 jam dalam 1 minggu, yang di bedakan dalam dua bagian yaitu :

a. Pegawai *Non-shift*

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam perminggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung mengenai operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor administrasi dan divisi – divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – kamis : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

b. Pegawai *Shift*

Sehari bekerja 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift ini termasuk karyawan yang tyang secara langsung menangani proses oprasi pabrik, misalnya : kepala shift, oprator, karyawan- karyawan shift. Gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Shift I : 07.00 – 15.00
- Shift II : 15.00 – 23.00
- Shift III : 23.00 – 07.00

Jadwal kerja di bagi daam empat minggu dan empat kelompok (regu). Setiap kelompok kerja medapatkan libur suatu kali dari tiga kali shift. Jadwal kerja karyawan shift dapat di lihat pada table 10.1

Tabel 10.1. jadwal kerja karyawan pabrik

Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	M	M	M	L	S	S	S	P	P
II	P	L	M	M	M	S	S	S	L	P	P	P

III	M	M	M	L	S	S	S	P	P	P	L	M
IV	M	M	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Keterangan : P = Pagi, S = Siang, M = Malam, L = Libur

10.5. Jaminan Sosial

Jaminan social tenaga kerja (jamostek) sebagaimana didasarkan pada UU No 3 Tahun 1992, pada prinsipnya merupakan sistem asuransisi sosial bagi pekerja (yang mempunyai hubungan industrial) beserta keluarganya. Skema jamsostek meliputi program – progam yang terkait dengan resiko, seperti jaminan kesehatan, dan jaminan hari tua.

Cakupan jaminan kecelakaan kerja (JKK) meliputi : biaya pengangkutan, biaya pemeriksaan, pengobatan, perawatan, biaya rehabilitasi, serta santunan uang bagi pekerja yang tidak mampu, bekerja dan cacat, Apabila pekerja meninggal dunia bukan akibat kecelakaan kerja, mereka atau keluarganya berhak atas jaminan kematian (JK) berupa biaya pemakaman dan santunan berupa uang. Apabila pekerja telah mencapai usia 55 tahun atau mengalami cacat total/seumur hiidup, mereka berhak untuk memperoleh jaminan pemeliharaan kesehtan (JPK) bagi tenaga kerja termasuk keluarganya, meliputi : biaya rawat jalan,rawat inap, pemeriksaan kehamilan dan pertolongan persalinan, diagnostik, serta pelayanan gawat darurat.

Ada tunjangan yang di atur ada juga yang tidak. Undang – undang tidak mengatur mengenai tunjangan tidak tetap (tunjangan makan, transportasi, dll). Kebijakan mengenai tunjangan jenis ini, tergantung perusahaan masing – masing. Untuk Tunjangan Kesejahteraan/kesehatan, dalam UU no 13 pasal 99 mengatur adanya jaminan sosial untuk para pekrja.

Selanjutnya ada pula Tunjangan Hari Raya (THR), pemberian THR keagamaan bagi pekerja di perusahaan diatur dalam peraturan Menteri tenaga Kerja dan Transmigrasi No.PER.04/MEN/1994 tentang Tunangan Hari Raya (THR) keagamaan bagi Pekerja di perusahaan.

Tunjangan keahlian merupakan salah satu bentuk tunjangan yang di terimakan kepada pekerja berkenaan dengan posisi, kondisi atau suatu penilaian tertentu, bias dalam bentuk uang, dandapat berbentuk natura. Tunjangan tersebut, adalah bagian dari komponen upah disamping upah pokok dan pendapatan non – upah,seperti:

1. Fasilitas : adalah kenikmatan dalam bentuk nyata/natura yang di berikan perusahaan oleh karena hal – hal yang bersifat khusus atau untuk meningkatkan kesejahteraan pekerja, seperti fasilitas kendaran (antar jemput pekerja atau lainnya) pemberian makan secara Cuma – Cuma, sarana ibadah, tempat penitipan bayi, koperasi, kantin, dan lain – lain
2. Bonus : adalah bukan merupakan bagian dari upah, melainkan pembayaran yang diterima pekerja dari hasil keuntungan perusha atau karena pekerja menghasilkan hasil kerja lebih besar dari target produksi yang normal ata karena peningkatan produktivitas, besarnya pembagian bonus di atur berdasarkan kesepakatan
3. Tunjangan Hri Raya (THR), Gratifikasi dan pembagian keuntungan lainnya
(<http://www.gajimu.com>).

10.6. Penggolongn Dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dan struktur organisasi pada pra rencana pabrik Dietil Eter, yaitu sebagai berikut :

1. Direktur utama : Sarjana Strata 2 Teknik Kimia
2. Direktur
 - a. Direktur produk dan teknik : Sarjana teknik kimia
 - b. Direktur keuangan dan umum : Sarjana administrasi
3. Litbag : Sarjana kimia (MIPA), Teknik kimia, Ekonomi
4. Kepala bagian
 - a. Kabag produksi : Sarjana teknik kimia
 - b. Kabag teknik : Sarjana teknik mesin
 - c. Kabag keuangan dan administrasi : Sarjana akutansi dan ilmu administrasi
 - d. Kabag pemasaran : Sarjana ekonomi – manajemen
 - e. Kabag SDM : Sarjana psikologi
 - f. Kabag umum : Sarjana psikologi industri
5. Kepala seksi
 - a. Seksi bengkel dan perawatan : Sarjana Teknik Mesin
 - b. Seksi utilitas : Sarjana Teknik
 - c. Seksi mutu dan lab : Sarjana Teknik Kimia, Kimia (Mipa)
 - d. Seksi Pengendalian : Sarjana Teknik Kimia

- e. Seksi produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - f. Seksi gudang : Sarjana Teknik Kimia
 - g. Seksi market dan riset : Sarjana Ekonomi
 - h. Seksi penjualan : Sarjana Teknik Industri
 - i. Seksi promosi : Sarjana Ekonomi
 - j. Seksi pembukan dan keuangan : Sarjana Akutansi
 - k. Seksi penyediaan dan pembelian : Sarjana Ekonomi
 - l. Seksi Transportasi : Sarjana Teknik
 - m. Seksi ketenaga kerjaan : Sarjana Teknik Industri
 - n. Seksi Personalia : Sarjana Psikologi
 - o. Seksi humas : Sarjana Psikologi
 - p. Seksi keamanan : SMU/SMK
 - q. Dokter : Sarjana Kedokteran / Pendidikan Dokter
6. Karyawan : Sarjana, Diploma, SMA / SMK

10.7. Perencanaan Jumlah Karyawan

Perhitungan jumlah tenaga kerja operasional di dasarkan pembaian proses yang dilakukan. Pada pra rencana pabrik Dietil Eter, proses yang di lakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu sebagai berikut :

- a. Proses utama
 - 1. Penyiapan bahan baku
 - 2. Tahap proses reaksi
 - 3. Tahap pemisahan
 - 4. Tahap pemurnian
 - 5. Tahap penanganan produk
- b. Tahap tambahan atau pmbantu
 - 1. Laboratorium
 - 2. Utilitas, terdiri dari pengolahan air, boiler, listrik, dan pengolahan limbah
 - 3. Pemeliharaan

Terdapat lima tahapan proses yang membutuhkan tenaga operasional. Dengan kapasitas pabrik 50.000 ton/tahun dan beroperasi 330 hari/jam, maka kebutuhan karyawan proses yang dapat di hitung adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produk} &= 50.000 \text{ ton/tahun} \\ \text{Jumlah waktu kerja /hari} &= 1 \text{ hari} = 24 \text{ jam} \\ \text{Kapasitas produk DE} &= 50.000 \times 1000 \times 1 \times 1 \\ &\quad (\text{Tahun}) (\text{ton}) (330) (24) \\ &= 6313.1313 \text{ kg/jam} = 105.05147 \text{ kmol/jam} \\ \text{Basis kebutuhan DE} &= 3174.9812 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan Vilbrandt, table 5.7 fig 6.35 didapatkan $M = 15,2 P^{0,25}$ di peroleh jumlah karyawan yang di butuhkan adalah 46 kemudian dikalikan dengan proses yang terjadi pabrik dietil eter

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 5 \times 46 \\ &= 230 \text{ orang jam/hari} \end{aligned}$$

Dalam satu hari terdapat 3 shift (1 shift = 8jam), sehingga jumlah karyawan pershift adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Karyawan} &= 230 \text{ orang jam/ hari} : 3 \text{ shift/hari} \\ &= 76 \text{ orang jam/hari} \end{aligned}$$

1 shift = 8 jam, sehingga jumlah karyawan per shift adalah :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan} &= 76 \text{ orang jam / shift} : 8 \text{ jam} \\ &= 9 \text{ orang / shift} \end{aligned}$$

Karena karyawan shift dibagi 4 regu, dimana 3 regu kerja dan 1 regu libur maka jumlah karyawan proses adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan} &= 9 \text{ orang/shift} \times 4 \\ &= 36 \text{ orang} \end{aligned}$$

Karyawan administrasi dan karyawan lain (selain karyawan proses) berjumlah 110 sehingga sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Total Karyawan} &= 36 + 110 \\ &= 146 \text{ orang} \end{aligned}$$

Tabel 10.2. Daftar jumlah karyawan

NO	Bagian	Jumlah karyawan
1	Dewan komisaris	3
2	Direktur utama	1
3	Litbang	2
4	Direktur produksi dan teknik	1
5	Direktur Keuangan dan Administrasi	1
6	Kepala Bagian Produksi	1
7	Kepala bagian teknik	1
8	Kepala bagian pemasaran	1
9	Kepala bagian keuangan	1
10	Kepala bagian SDM	1
11	Kepla bagian umum	1
12	Kepala Seksi Bengkel dan perawatan	1
13	Kepala seksi Utilitas	1
14	Kepala seksi mutu dan lab	1
15	Kepala seksi pengendalian proses	1
16	Kepala seksi produksi	1
17	Kepala seksi gudang	1
18	Kepala seksi market dan riset	1
19	Kepala seksi penjualan	1
20	Kepala seksi promosi	1
21	Kepala seksi pembukaan dan keuangan	1
23	Kepala seksi transportasi	1
24	Kepala seksi ketenaga kerjaan	1
25	Kepala seksi personalia	1
26	Kepala seksi humas	1
27	Kepala seksi keamanan dan kebersihan	1
28	Karyawan seksi bengkel dan perawatan	8
29	Karyawan seksi utilitas	4
30	Karyawan seksi mutu dan lab	4

31	Karyawan seksi pengendalian proses	4
32	Karyawan seksi produksi / proses	36
33	Karyawan seksi gudang	3
34	Karyawan seksi market dan riset	3
35	Karyawan seksi penjualan	4
36	Karyawan seksi promosi	4
37	Karyawan seksi pembukaan dan keuangan	3
38	Karyawan seksi penyediaan dan pembelian	4
39	Karyawan seksi transportasi	8
40	Karyawan seksi ketenaga kerjaan	4
41	Karyawan seksi personalia	4
42	Karyawan seksi humas	4
43	Karyawan seksi keamanan dan kebersihan	10
44	Sopir	4
45	Sekretaris	2
46	Dokter	1
47	Perawat	2
Total		146

10.8. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik Dietil Eter, memiliki system pembagian upah berbeda – beda tergantung kepada masing-masing karyawan. Hal tersebut didasarkan pada kriteria sebagai berikut :

1. Pengalaman kerja
2. Tingkat Pendidikan
3. Tanggung jawab dan kedudukan
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya mengabdikan)

Berdasarkan kriteria diatas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaianya. Status kepegawaian yang dimiliki karyawan dibagi menjadi 3, yaitu :

1. Karyawan regular ialah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan keududukan, masa kerja dan keahliannya.
2. Karyawan Borongan ialah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik jika kondisi dibutuhkan saja, missal pada saat bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja menerima upah Borongan untuk pekerjaan tersebut.
3. Karyawan harian ialah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 10.3 Daftar gaji karyawan

No	Bagian	Jumlah Karyawan	Gaji (RP)	
			Per orang	Total
1	Dewan komisaris	3	30.000.000	90.000.000
2	Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
3	Litbang	2	8.000.000	16.000.000
4	Direktur produksi dan Teknik	1	20.000.000	20.000.000
5	Direktur keuangan dan administrasi	1	20.000.000	20.000.000
6	Kepala bagian produksi	1	9.000.000	9.000.000
7	Kepala bagian Teknik	1	9.000.000	9.000.000
8	Kepala bagian pemasaran	1	9.000.000	9.000.000
9	Kepala bagian keuangan	1	9.000.000	9.000.000
10	Kepala bagian SDM	1	9.000.000	9.000.000
11	Kpela bagian umum	1	9.000.000	9.000.000
12	Kepala seksi bengkel dan perawatan	1	7.000.000	7.000.000
13	Keepala seksi utilitas	1	7.000.000	7.000.000
14	Kepala seksi mutu dan lab	1	7.000.000	7.000.000
15	Kepala seksi pengendalian proses	1	7.000.000	7.000.000
16	Kepala seksi produksi	1	7.000.000	7.000.000
17	Kepala seksi gudang	1	7.000.000	7.000.000
18	Kepala seksi market dan riset	1	7.000.000	7.000.000
19	Kepala seksi penjualan	1	7.000.000	7.000.000
20	Kepala seksi promosi	1	7.000.000	7.000.000

21	Kepala seksi pembukaan dan keuangan	1	7.000.000	7.000.000
22	Kepala seksi penyediaan d pembelian	1	7.000.000	7.000.000
23	Kepala seksi transportasi	1	6.000.000	6.000.000
24	Kepala seksi ketenaga kerjaan	1	6.000.000	6.000.000
25	Kepala seksi personalia	1	6.000.000	6.000.000
26	Kepala seksi Humas	1	6.000.000	6.000.000
27	Kepala seksi keamanan dan kebersihan	1	5.000.000	5.000.000
28	Karyawan seksi bengkel dan perawatan	8	4.000.000	32.000.000
29	Karyawan seksi utilitas	4	4.000.000	16.000.000
30	Karyawan seksi mutu dan lab	4	4.000.000	16.000.000
31	Karyawan seksi pengendalian proses	4	4.000.000	16.000.000
32	Karyawan seksi produksi	36	4.000.000	144.000.000
33	Karyawan seksi gudang	3	4.000.000	12.000.000
34	Karyawan seksi market dan riset	3	4.000.000	12.000.000
35	Karyawan seksi penjualan	4	4.000.000	16.000.000
36	Karyawan seksi promosi	4	4.000.000	16.000.000
37	Karyawan seksi pembukuan dan keuangan	3	4.000.000	12.000.000
39	Karyawan seksi transportasi	8	4.000.000	32.000.000
40	Karyawan seksi seksi ketenaga kerjaan	4	4.000.000	16.000.000
41	Karyawan seksi personalia	4	4.000.000	16.000.000
42	Karyawan seksi Humas	4	4.000.000	16.000.000
43	Karyawan seksi kebersihan dan keamanan	10	4.000.000	40.000.000
44	Sopir	4	4.000.000	16.000.000
45	Sekretaris	2	4.000.000	8.000.000
46	Dokter	1	5.000.000	5.000.000
47	Perawat	2	4.000.000	8.000.000
Total				779.800.000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Oleh karena itu di dalam pra rencana Pabrik Dietel Eter ini dibuat evaluasi untuk mengetahui berapa investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik Dietil Eter tersebut. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Dietil Eter adalah sebagai berikut :

1. *Return of Invesment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Even Point* (BEP)
4. *Internal Rate of Return* (IRR)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Invesment*) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Invesment*)
 - b. Modal kerja (*Work Capital Invesment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Penaksiran harga alat

11.1. Faktor - Faktor Penentu

A. Penaksiran Modal Investasi Total (TCI)

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi.

1. Modal Tetap (FCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik, FCI dibagi menjadi :

a. Direct Cost

Yaitu modal yang dikeluarkan untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Harga peralatan
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Isolasi

XI-2

- Perpipaan
- Peralatan listrik
- Angkutan kapal laut
- Asuransi
- Biaya angkut ke plant
- Pemasangan alat
- Bangunan
- Service Facilities
- Tanah

b. Indirect cost

Yaitu biaya atau modal yang dikeluarkan untuk konstruksi pabrik dan bagian-bagian pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Engineering dan supervisi
- Konstruksi

2. Modal Kerja (WCI)

Yaitu semua biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik, dimana biaya yang dikeluarkan dipengaruhi oleh besarnya kapasitas pabrik, meliputi :

- Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- Pengemasan produk
- Biaya yang harus ada setiap bulannya (uang tunai) untuk membiayai pengeluaran rutin seperti gaji, pembelian bahan baku dan lain-lain
- Pajak yang harus dibayar
- Perhitungan penerimaan dan pengeluaran
- Utilitas.

Sehingga : $TCI = FCI + WCI$

A. Penentuan Biaya Produksi

Adalah biaya yang dikeluarkan tiap satu-satuan produksi. Biaya produksi terdiri dari:

a. Biaya Pembuatan

Yaitu semua biaya untuk proses yang meliputi :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FPC)

- Biaya overhead pabrik (POC).

b. **Biaya Pengeluaran Umum**

Yaitu biaya yang tidak berhubungan dengan proses, meliputi :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang.

Berdasarkan sifatnya, biaya produksi dibagi menjadi :

Biaya tetap

Yaitu biaya yang dikeluarkan secara tetap dan tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Yang termasuk biaya tetap antara lain :

- Bunga Bank
- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak, dll

Biaya semi variabel (SVC)

Yaitu biaya yang bervariasi tetapi tidak berbanding lurus dengan kapasitas pabrik, antara lain :

- Biaya utilitas
- Biaya bahan baku
- Gaji karyawan
- Supervisor
- Pemeliharaan dan perbaikan

B. Penaksiran Harga Alat

Penafsiran harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk penafsiran harga peralatan, diperlukan indeks harga yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga diperoleh harga peralatan pada saat ini. Maka untuk penafsiran harga saat ini digunakan persamaan:

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$

Dimana : C_A = Tafsira harga yang dicari pada tahun tertentu

C_B = Harga alat pada tahun yang diketahui

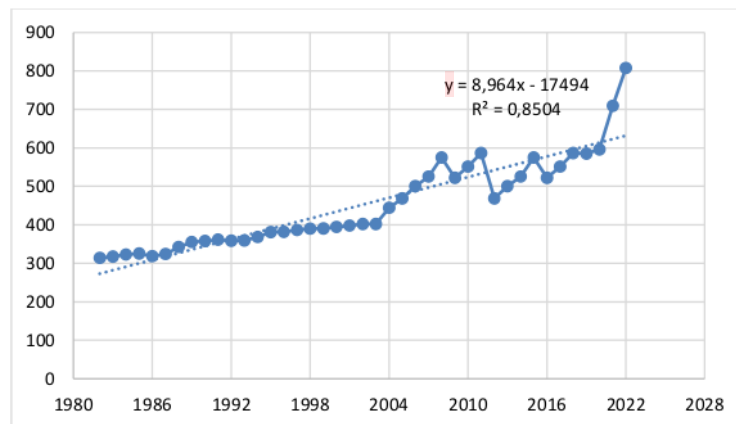
I_A = Indeks harga dicari

I_B = Indeks harga pada tahun diketahui

Tabel 11.1. Indeks harga dari tahun 1982 sampai 2022

Tahun (x)	Indeks (y)	Tahun (x)	Indeks (y)	Tahun (x)	Indeks (y)	Tahun (x)	Indeks (y)
1982	314	1993	359,2	2004	444	2015	575
1983	317	1994	368,1	2005	468	2016	522
1984	322,7	1995	381,1	2006	500	2017	551
1985	325,3	1996	381,7	2007	525	2018	586
1986	318,4	1997	386,5	2008	575	2019	585
1987	323,8	1998	389,5	2009	522	2020	596
1988	342,5	1999	390,6	2010	551	2021	709
1989	355,4	2000	394,1	2011	586	2022	807
1990	357,6	2001	398	2012	468		
1991	361,3	2002	402	2013	500		
1992	358,2	2003	402	2014	525		

Kenaikan harga ondeks pada tahun 1982 – 2022 diatas merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga tahun ke A, maka persamaan dapat ditampilkan pada grafik dibawah :



Untuk menaksir harga pada tahun yang akan dating digunakan fungsi linier dan dapat dinyatakan dengan persamaan sebagai berikut :

$$y = m \cdot x + c$$

Dimana : y = indeks harga pada tahun yang akan dating

x = tahun

m = gradien

c = konstanta

Pabrik direncanakan akan didirikan pada tahun 2027, maka dari persamaan : $y = 8,9524x - 17470$. Maka indeks harga pada tahun 2027 adalah :

$$y = 8,9524(2027) - 17370$$

$$y = 685,4672$$

Selanjutnya dihitung, berikut harga peralatan pada Pra rencana Pabrik Dietil Eter dapat dilihat pada table dibawah ini :

No.	Nama Alat	Kode	C _{BM}	Harga	Harga
				(\$)	(Rp)
1	Storage H2SO4	F-111	105.000	\$ 468.148	7.054.046.770
3.	Pompa Centrifugal	L-112	13.300	\$ 29.649	446.756.295
4.	Heater	E-113	1.400	\$ 3.121	47.026.978
5.	Storage C2H6O	F-114	19.200	\$ 42.802	644.941.419
6.	Pompa Centrifugal	L-115	8.300	\$ 18.503	278.802.801
7.	Vaporizer	V-116	21.000	\$ 46.815	705.404.677
8.	Reaktor	R-110	130.000	289805,61	4.366.790.858
15.	Cooler	E-135	6.000	\$ 13.376	201.544.193
10.	Kondensor	E-131	10.000	\$ 22.293	335.906.989
11.	Destilasi	D-130	19.200	\$ 42.802	644.941.419
12.	kondensor	E-133	5.600	\$ 12.484	188.107.914
15.	Cooler	E-135	6.000	\$ 13.376	201.544.193
13.	Reboiler	E-132	3.300	\$ 7.357	110.849.306
14.	Akumulator	F-134	33.600	\$ 74.904	1.128.647.483
15.	Cooler	E-135	6.000	\$ 13.376	201.544.193
16.	Penyimpanan sementara	F-136	13.500	\$ 60.190	906.948.870
17.	Packing Dietil eter	P-137	28.600	\$ 63.757	960.693.989
18.	Gudang Dietil Eter	F-138	49.500	\$ 110.349	1.662.739.596
JUMLAH				1333106	20.087.237.945

Peralatan untuk Utilitas, dapat dilihat pada table dibawah ini :

No.	Nama Alat	Kode	C _{BM}	Harga	
				(\$)	(Rp)
1	Pompa air kawasan	L-211	16.700	37228,874	\$ 560.964.671,70
2	Bak air bersih	F-212	13.500	30095,197	\$ 453.474.435,21
3	Pompa air bersih	L-213	16.700	37228,874	\$ 560.964.671,70
4	Kation <i>Exchanger</i>	D-240 A	19.600	43693,768	\$ 658.377.698,53
5	Anion <i>Exchanger</i>	D-240 B	19.600	43693,768	\$ 658.377.698,53

XI-6

6	Bak air lunak	F-214	35.000	78024,586	\$ 1.175.674.461,66
7	Pompa ke Daerator	L-216	14.700	32770,326	\$ 493.783.273,90
8	Daerator	D-217	5.600	12483,934	\$ 188.107.913,86
9	Bak Air Umpan Boiler	F-218	6.100	13598,571	\$ 204.903.263,32
10	Pompa boiler	L-219	7.700	17165,409	\$ 258.648.381,56
11	Boiler	Q-220	153300	341747,69	\$ 5.149.454.142,05
12	Pompa air pendingin	L-221	14.700	32770,326	\$ 493.783.273,90
13	Bak Air Pendingin	F-222	70.300	156717,95	\$ 2.361.426.132,98
14	Pompa air peralatan	L-223	14.700	32770,326	\$ 493.783.273,90
15	Cooling Tower	P-230	59.200	131973,01	\$ 1.988.569.375,14
16	Bak Klorinasi	F-240	49.200	109680,28	\$ 1.652.662.386,10
17	Pompa klorinasi	L-241	7.700	17165,409	\$ 258.648.381,56
18	Bak sanitasi	F-242	49.000	109234,42	\$ 1.645.944.246,32
JUMLAH				1278043	Rp 19.257.547.682

$$\begin{aligned}
 \text{Harga peralatan total} &= \text{Harga peralatan proses} + \text{harga peralatan utilitas} \\
 &= \$ 1.333.105,78 + \$ 1.278.042,72 \\
 &= \$ 2.611.149
 \end{aligned}$$

11.2. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

No.	Jenis Biaya	Perkiraan (%)		Jumlah
1.	Harga Peralatan	E		\$ 3.133.378,20
2.	Instrumentasi dan Alat Kontrol	20%	E	\$ 626.675,64
3.	Instalasi	9%	E	\$ 282.004,04
4.	Perpipaan Terpasang	40%	E	\$ 1.253.351,28
5.	Listrik Terpasang	50%	E	\$ 1.566.689,10
6.	Harga FOB (Jumlah 1 - 5)			\$ 6.862.098,26
7.	Ongkos Angkutan Kapal Laut	7%	F	\$ 480.346,88
8.	Harga C dan F (Jumlah 6 - 7)			\$ 7.342.445,14
9.	Biaya Asuransi	1%	G	\$ 36.712,23
10.	Harga CIF (Jumlah 8 - 9)			\$ 7.379.157,37
11.	Biaya Angkut Barang ke Plant	15%	H	\$ 1.106.873,61
12.	Pemasangan Alat	35%	E	\$ 1.096.682,37
13.	Bangunan Pabrik	45%	E	\$ 1.410.020,19
14.	Service Facilities and Yard	40%	E	\$ 1.253.351,28

	Improvement			
15.	Tanah		4% E	\$ 125.335,13
16.	Biaya Langsung DC	(Jumlah 1 - 10)		\$ 33.955.120,71

¹
b. Biaya Tak Langsung (IC)

No.	Jenis Biaya	Perkiraan		Jumlah
		(%)		
17.	Engineering and Supervision	5%	DC	\$ 1.697.756,04
18.	Ongkos Pemborong	8%	DC	\$ 2.716.409,66
19.	Biaya Tak Terduga	10%	FCI	
Total Indirect Cost (IC)				\$ 4.414.165,69 + 0,1 FCI

c. Fixed Capital Investment (FCI)

$$FCI = DC + IC$$

$$= \$ 33.955.120,71 + \$ 4.414.165,69 + 0,1 FCI$$

$$= \$ 42.632.540$$

Working Capital Investment (WCI)

$$WCI = 10\% \times TCI$$

$$= 10\% \times \$ 47.369.489$$

$$= \$ 4.736.949$$

¹
Total Capital Investment (TCI)

$$TCI = FCI + WCI$$

$$= \$ 42.632.540 + 10\% TCI$$

$$= \$ 47.369.489$$

¹
Modal Perusahaan

$$\text{Modal sendiri (MS)} = 60\% TCI = \$ 28.421.693$$

$$\text{Modal pinjaman (MP)} = 40\% TCI = \$ 18.947.796$$

¹
11. 3. Penentuan Total Capital Investment (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

No.	Jenis Biaya	Perkiraan		Jumlah
		(%)		
1.	Bahan Baku			\$ 191.691.162,42
2.	Tenaga Kerja (TK)			\$ 621.024,69
3.	Pengawasan Langsung	10%	TK	\$ 62.102,47

4.	Biaya Utilitas			\$	142.792,52
5.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (PP)	2%	FCI	\$	852.650,81
6.	Operating Supplies	10%	PP	\$	85.265,08
7.	Biaya Laboratorium	10%	TK	\$	62.102,47
8.	Patient dan Rotalities	1%	TPC		0,01 TPC
Total Direct Production Cost (DPC)				\$	193.517.100,46 + 0,01 TPC

b. Biaya Tetap (FC)

No.	Jenis Biaya	Perkiraan		Jumlah
		(%)		
1.	Depresiasi Alat	10%	FCI	\$ 4.263.254,05
2.	Depresiasi Bangunan	2%	FCI	\$ 852.650,81
3.	Pajak Kekayaan	2%	FCI	\$ 852.650,81
4.	Asuransi	0%	FCI	\$ 170.530,16
5.	Bunga Bank	8%	MP	\$ 1.496.875,86
Total Fixed Charges				\$ 7.635.961,69

c. Biaya Overhead Pabrik

No.	Jenis Biaya	Perkiraan		Jumlah
		(%)		
1.	Biaya Overhead	65%	(TK+PL+PP)	\$ 998.255,68
Total Overhead				\$ 998.255,68

d. Biaya pengeluaran umum (GE)

No.	Jenis Biaya	Perkiraan		Jumlah
		(%)		
1.	Biaya Administrasi	15%	TK	\$ 93.153,70
2.	Biaya Distribusi dan Penjualan	2%	TPC	0,02 TPC
3.	Biaya LITBANG	2%	TPC	0,02 TPC
Total General Expenses				\$ 93.153,70 + 0,04 TPC

e. Biaya produksi total (TPC)

$$\text{TPC} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE}$$

$$= \$ 202.244.471,53 + 0,05 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \$ 212.888.917$$

$$\text{Sehingga, DPC} = \$ 193.517.100,46 + 0,01 \text{ TPC}$$

$$= \$ 195.645.989,63$$

$$\text{GE} = \$ 93.153,70 + 0,04 \text{ TPC}$$

$$= \$ 8.608.710,40$$

11.4. Analisa Profitabilitas

Sesuai dengan Undang-Undang Pajak Penghasilan tahun 1984 (UU no. 7/1983) dan Undang-Undang ketentuan umum dan tata cara perpajakan (UU no.6/1983) :

- 15% untuk laba sampai Rp. 25.000.000
- 25% untuk laba sampai Rp. 50.000.000
- 40% untuk laba sampai > Rp. 50.000.000

a. Bunga kredit Bank BCA = 7,90 % per tahun

b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

c. Umur pabrik 10 tahun

d. Kapasitas produksi

Tahun I = 60 % dari produksi total

Tahun II = 80 % dari produksi total

Tahun III = 100 % dari produksi total

1. Laba Perusahaan

Total penjualan per tahun = \$ 224.999.953 (kapasitas 100 %)

Laba kotor = Harga jual – Biaya produksi
 = \$224.999.953 – \$212.888.917
 = \$ 12.111.036

Pajak penghasilan = 30% × Laba kotor
 = 30% × \$ 12.111.036
 = \$ 3.633.311

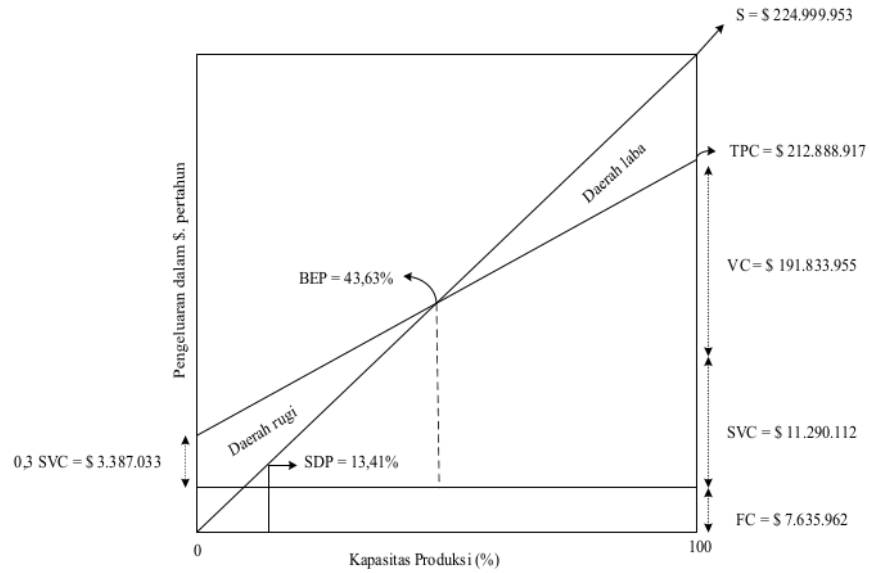
Laba bersih = Laba kotor – Pajak penghasilan
 = \$ 12.111.036 – \$ 3.633.311
 = \$ 8.477.725

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_A)

C_{Abt} = Laba kotor + Depresiasi alat
 = \$ 12.111.036 + \$ 4.263.254
 = \$16.179.363

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A)

C_{Aat} = Laba bersih + Depresiasi alat
 = \$ 8.414.857 + \$ 4.263.254
 = \$12.740.979



Gambar 11.1. Nilai BEP

Return Of Investment Before Tax (ROI_{BT})	:	39,41%
Return Of Investment After Tax (ROI_{AT})	:	31,89%
Pay Out Time (POT_{AT})	:	3,3 tahun
Break Event Point (BEP)	:	43,63%
Shut Down Point (SDP)	:	13,41%
Internal Rate of Return (IRR)	:	32,21%

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Dietil Eter dari Etanol dan Asam Sulfat dengan Proses Dehidrasi Etanol dapat disimpulkan bahwa rencana pendirian pabrik ini layak didirikan dan cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek :

1. Dari Segi Proses

Proses dehidrasi etanol dengan asam sulfat lebih menguntungkan karena dilakukan dalam kondisi suhu dan tekanan yang cukup rendah sehingga dilihat dari segi keamanan akan terjamin dan dari segi perancangan alat menjadi lebih mudah.

2. Dari Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena :

- Menciptakan lapangan kerja baru
- Meningkatkan pendapatan asli daerah
- Memberi kesempatan kepada penduduk daerah pabrik untuk mendapatkan penghasilan tambahan

3. Dari Segi Lokasi

- Sarana penunjang untuk memperoleh bahan baku sangat memadai yaitu dekat dengan pelabuhan dan jalan raya
- Sarana penunjang utilitas sangat memadai
- Sarana pemasaran produk sangat mudah yaitu dekat menggunakan jalur darat maupun laut

4. Ikut menunjang program pemerintah dalam usaha mewujudkan rencana jangka panjang pemerintah yaitu menjadikan Negara Indonesia sebagai Negara industry baru yang didukung oleh sektoe kelautan yang kuat.

5. Dari Segi Organisasi

Pra Rencana Pabrik Dietil Eter ini menggunakan system organisasi garis dan staf, dengan kelebihan struktur yang sederhana, wewenang dan tanggung jawab jelas, serta pengambilan keputusan dapat diputuskan secara cepat.

6. Dari Segi Utilitas

Utilitas pada pabrik Dietil Eter yang digunakan adalah air, steam, bahan bakar, dan listrik. Air yang digunakan adalah air Kawasan dengan total kebutuhan

104.247,8002 kg/jam, ² *steam* yang digunakan adalah *Saturated steam* dengan suhu 135°C, bahan bakar yang digunakan adalah *Diesel oil* sebesar 444,6806 L/hari, dan kebutuhan listrik sebesar 129,2278 kWh, selain itu juga dibutuhkan AC Generator bertenaga disel sebesar 162 kW.

7. Dari Segi Perhitungan Ekonomi

² Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap Pra-Rencana Pabrik Dietil Eter, dinilai ² cukup menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut :

¹ <i>Return Of Investment Before Tax</i> (ROI _{BT})	:	39,41%
<i>Return Of Investment After Tax</i> (ROI _{AT})	:	31,89%
<i>Pay Out Time</i> (POT _{AT})	:	3,3 ¹ tahun
<i>Break Event Point</i> (BEP)	:	43,63%
<i>Shut Down Point</i> (SDP)	:	13,41%
<i>Internal Rate of Return</i> (IRR)	:	32,21%

DAFTAR PUSTAKA

1. Othmer, Kirk. 1991. *Encyclopedia of Chemical Technology*. New York: Wiley IntersciencePublication, John Wiley and Sons Co
2. Ullman. 2012. *Ullman Encyclopedia of Industrial Chemistry*. New York: Wiley VCH VerlagGmbH & Co.KgaA
3. Faith, Keyes. 1975. *Industrial Chemical 4th edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
4. <https://www.bps.go.id>.
5. <http://alibaba.com>.
6. Kusnarjo. 2010. *Desain Pabrik Kimia*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh November.
7. Kusnarjo. 2012. *Desain Pabrik Kimia*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh November.
8. Geankoplis, christie. “*Transport Processes and Separation Process Priciples 3th Edition*”. Printice Hall inc, New Jersey, 2003.
9. Kem D, Q. “*Process Heat Transfer*”. 2th Edition. McGraw-Hill Inc“, Singapore, 1988.
10. Kusnarjo. 2010. *Ekonomi Teknik*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh November
11. Ulrich D. Geal, “*A Guide Chemical Engineering Process Design and Economic*“, Jhon Willey and Sons Inc, New York, USA, 1984.
12. Yawes, Cari L, “Hand Book *Thermodynamic Diagrams*“, Organic Componen Vol. 2, Gulf Publishing Company, Hausten. Texas, 1996
13. Brownell E. Lloyd “*Process Equipmend Design*“, Jhon Willey and Sons Inc, New Delhi India , 1959
14. Levenspiel. Octave, “*Chemical Reaction Enginereing*“ 3th edition, jhon Welley and Sons Inc, New York, 1954.
15. Othmer, D.F., Kirk, R.E. 1976. *Encyclopedia Of Chemical Tecnologi*, 15, 5th edition, Jhon Willey and Sons Ibc, New York.
16. Coulson and Richardson, 1994. “*Chemical Engineereing*“ Vol 6, 1th edition, Pergamon Press, Oxford.

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 50000 Ton/tahun
 Jumlah hari kerja = 1 tahun = 330 hari
 Jumlah waktu kerja per hari = 1 hari = 24 jam
 Basis satuan = kg/jam
 Kapasitas produksi Dietil Eter = $\frac{50000}{\text{Tahun}} \times \frac{1000}{\text{Ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$
 = 6313,13 kg/jam
 Basis bahan baku = 13492 kg/jam C₂H₅OH
 Yield Reaksi =
 Berat molekul bahan baku dan produk

Komponen	Formula	BM(kg/kmol)
Etanol	C ₂ H ₅ OH	46,070
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	98,080
Dimetil sulfat	C ₂ H ₆ SO ₄	126,132
Dietil eter	C ₄ H ₁₀ O	74,123
air	H ₂ O	18,015
Hidronium	H ₃ O	19,023
Sulfat	SO ₄	96,064

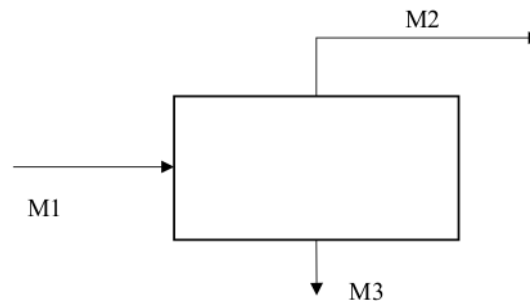
Perhitungan Bahan Baku :

a. Komposisi Etanol

Komponen	Komposisi
C ₂ H ₅ OH	95%
H ₂ O	5%

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
C ₂ H ₅ OH	46,07	12817,39805	278,21572
H ₂ O	18,015	674,5998975	37,446567
Jumlah		13491,99795	315,66228

1. Vaporizer



Keterangan :

M1 : Aliran etanol masuk ke vaporizer

M2 : Aliran uap etanol menuju reaktor

M3 : Aliran liquid menuju waste

a. Aliran komponen masuk vaporizer

Komponen	Bm	M1		Jumlah
		kmol/jam	kg/jam	
C ₂ H ₅ OH	46,1	278,216	12817,4	12817,398
H ₂ O	18	37,4466	674,6	674,5999
Jumlah		315,662	13492	13491,998

b. Aliran vapour keluar

Komponen	Bm	M2		Jumlah
		kmol/jam	kg/jam	
C ₂ H ₅ OH	46,1	222,573	10253,9	10253,918
H ₂ O	18	29,9573	539,68	539,67992
Jumlah		252,53	10793,6	10793,598

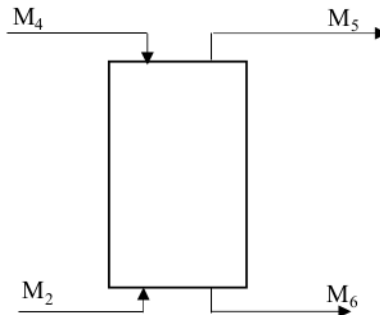
c. Aliran liquid keluar

Komponen	Bm	M3		Jumlah
		kmol/jam	kg/jam	
C ₂ H ₅ OH	46,1	55,6431	2563,48	2563,4796
H ₂ O	18	7,48931	134,92	134,91998
Jumlah		63,1325	2698,4	2698,3996

Neraca Massa Keluar Vaporizer			
Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	kg/jam
C₂H₅OH masuk Vaporizer (M1)		C₂H₅OH menuju Reaktor (M2)	
C ₂ H ₅ OH	12817,3981	C ₂ H ₅ OH	10253,9184
H ₂ O	674,5999	H ₂ O	539,6799
Jumlah	13491,9980	Jumlah	10793,5984
		C₂H₅OH menuju waste (M3)	
		C ₂ H ₅ OH	2563,4796
		H ₂ O	134,9200
		Jumlah	2698,3996
Total	13491,9980	Total	13491,9980

2. Reaktor

Fungsi : Untuk mereaksikan etanol dan asam sulfat



Keterangan :

- M_2 = Aliran uap etanol masuk reaktor
- M_4 = Aliran asam sulfat masuk reaktor
- M_5 = Aliran produk keluar reaktor
- M_6 = Aliran spent acid keluar reaktor

Perhitungan Bahan Baku

a. Komposisi Asam Sulfat

Komponen	Komposisi
H ₂ SO ₄	96%
H ₂ O	4%

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
H ₂ SO ₄	98,08	12952,31803	132,05871
H ₂ O	18,015	539,679918	29,957253
Jumlah		13491,99795	162,01596

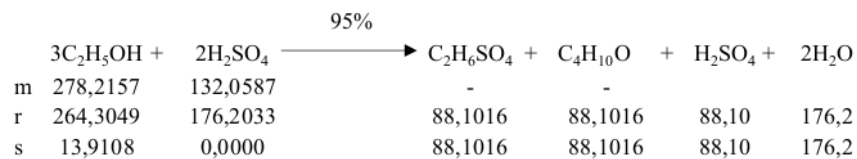
b. Aliran masuk reaktor

Komponen	BM	M4	M6	Jumlah
		kg/jam	kg/jam	
C ₂ H ₅ OH	46,07	10253,9184	-	10253,9184
H ₂ O	18,015	539,6799	-	539,6799
H ₂ SO ₄	98,08	-	12952,3180	12952,3180
H ₂ O	18,015	-	539,6799	539,6799
Jumlah		10793,5984	13491,9980	24285,5963

*Impurities

Komponen	BM	M4	M5	Jumlah
		kmol/jam	kmol/jam	
C ₂ H ₅ OH	46,07	222,5726		222,5726
H ₂ O	18,015	29,9573		29,9573
H ₂ SO ₄	98,08		132,0587	132,0587

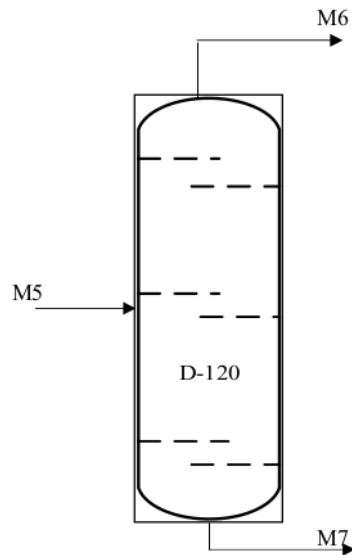
H ₂ O	18,015		29,9573	29,9573
Jumlah		252,5298	162,0160	414,5458



Komponen Masuk		Komponen Keluar	
M2 (kmol/jam)		M5 (kmol/jam)	
C ₂ H ₅ OH	278,2157	C ₂ H ₅ OH	13,9108
H ₂ O	29,9573	C ₄ H ₁₀ O	88,1016
jumlah	308,1730	H ₂ O	206,1605
M4 (kmol/jam)		Jumlah	308,1730
H ₂ SO ₄	176,2033	M6 liquida dari reaktor	
H ₂ O	29,9573	H ₂ SO ₄	88,1016
jumlah	206,1605	C ₂ H ₆ SO ₄	88,1016
		H ₂ O	29,9573
		Jumlah	206,1605
Total	514,3335	Total	514,3335

Komponen Masuk		Komponen Keluar	
M2 (kmol/jam)		M5 (kmol/jam)	
C ₂ H ₅ OH	12817,3981	C ₂ H ₅ OH	640,8699
H ₂ O	539,6799	C ₄ H ₁₀ O	6530,7986
jumlah	13357,0780	H ₂ O	3713,9821
M4 (kmol/jam)		Jumlah	10885,6507
H ₂ SO ₄	17282,0184	M6 liquida dari reaktor	
H ₂ O	539,6799	H ₂ SO ₄	8641,0092
jumlah	17821,6983	C ₂ H ₆ SO ₄	11112,4365
		H ₂ O	539,6799
		Jumlah	20293,1256
Total	31178,7763	Total	31178,7763

4. Destilasi



Aliran feed destilasi (M5)

Komponen	BM	titik didih (°C)	kg/jam	kmol/jam	x _F
C ₄ H ₁₀ O	74,128	34,4	6530,7986	88,1016	0,5999
C ₂ H ₅ OH	46,07	78,37	640,8699	13,9108	0,0589
H ₂ O	18,015	100	3713,9821	206,1605	0,3412
Total			10885,6507	308,1730	1,0000

Untuk menentukan HK dan LK ditentukan dari beban destilasi terendah

Diperoleh beban destilasi terendah = D =

Komponen	Feed, F		Destilat	
	Kmol/jam	x _F	Kmol/jam	x _D
C ₄ H ₁₀ O	88,1016	0,5999	83,6966	0,9383
C ₂ H ₅ OH	13,9108	0,0589	0,3478	0,0039
H ₂ O	206,1605	0,3412	5,1540	0,0578
Total	308,1730	1,0000	89,1983	1,0000

Komponen	Bottom	
	Kmol/jam	x _B
C ₄ H ₁₀ O	4,4051	0,0201
C ₂ H ₅ OH	13,5630	0,0619

H ₂ O	201,0065	0,9179
Total	218,9746	1,0000

Menentukan suhu Bubble Point dan Dew Point pada kolom destilasi

Untuk mendapatkan komponen yang cocok untuk proses destilasi maka dilakukan perhitungan trial dan error terhadap kondisi operasi dengan menggunakan persamaan 11.5a-11.5b (Coulson dan Richardson).

$$x_i = \sum [y_i / K_i]$$

$$y_i = \sum [K_i \cdot x_i]$$

Persamaan Antoine

Komponen	A	B	C
C ₄ H ₁₀ O	16,0828	2511,29	-41,95
C ₂ H ₅ OH	18,9119	3803,98	-41,68
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13

$$x_i = \sum (y_i/K_i) \quad y_i = \sum (K_i \cdot x_i)$$

$$K_i = P^*/P \quad y_i = \sum (y_i/K_i)$$

Perhitungan temperatur pada feed :

$$\text{Bubble point} = 48,0492 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Dew point} = 48,0491 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Perhitungan temperatur pada destilat :

$$\text{Bubble point} = 36,2614 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Dew point} = 36,2614 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Perhitungan temperatur pada bottom :

$$\text{Bubble point} = 95,0825 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Dew point} = 95,0869 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menentukan suhu Bubble Point pada feed kolom destilasi

$$\text{Suhu (T)} = 48,049 \text{ } ^\circ\text{C} = 321,1992 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1,00 \text{ atm} = 760,0021 \text{ mmHg}$$

Komponen	x _f	P ^{sat}	K _i	y _i =K _i .x _f	P ^{sat} .x _f
C ₄ H ₁₀ O	0,5999	1199,6578	1,5785	0,9470	719,7295
C ₂ H ₅ OH	0,0589	200,9159	0,2644	0,0156	11,8285
H ₂ O	0,3412	83,8581	0,1103	0,0376	28,6108
Total	1,0000			1,0002	760,1688

Menentukan suhu Dew Point pada feed kolom destilasi

$$\text{Suhu (T)} = 48,049 \text{ } ^\circ\text{C} = 321,20 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1,00 \text{ atm} = 760,00 \text{ mmHg}$$

Komponen	x _f	P ^{sat}	K _i	y _i =K _i .x _f	P ^{sat} .x _f
C ₄ H ₁₀ O	0,5999	1199,6547	1,5785	0,9470	719,7276
C ₂ H ₅ OH	0,0589	200,9151	0,2644	0,0156	11,8285

H ₂ O	0,3412	83,8577	0,1103	0,0376	28,6107
Total	1,0000			1,0002	760,1667

Menentukan suhu Bubble Point pada destilat kolom distilasi

Suhu (T) = 36,261 °C = 309,4114 K

Tekanan (P) = 1,00 atm = 760,0021 mmHg

Komponen	x _D	P ^{sat}	K _i	y _i =K _i .x _f	P ^{sat} .x _f
C ₄ H ₁₀ O	0,9383	807,0976	1,0620	0,9965	757,3156
C ₂ H ₅ OH	0,0039	110,3552	0,1452	0,0006	0,4303
H ₂ O	0,0578	45,0571	0,0593	0,0034	2,6035
Total	1,0000			1,0005	760,3493

Menentukan suhu Dew Point pada destilat kolom distilasi

Suhu (T) = 36,261 °C = 309,4114 K

Tekanan (P) = 1,00 atm = 760,0021 mmHg

Komponen	y _D	P ^{sat}	K _i	y _i =K _i .x _f	P ^{sat} .x _f
C ₄ H ₁₀ O	0,9383	807,0976	1,0620	0,9965	757,3156
C ₂ H ₅ OH	0,0039	110,3552	0,1452	0,0006	0,4303
H ₂ O	0,0578	45,0571	0,0593	0,0034	2,6035
Total	1,0000			1,0005	760,3493

Menentukan suhu Bubble Point pada Bottom kolom distilasi

Suhu (T) = 95,082 °C = 368,2325 K

Tekanan (P) = 1,00 atm = 760,0021 mmHg

Komponen	x _B	P ^{sat}	K _i	y _i =K _i .x _f	P ^{sat} .x _f
C ₄ H ₁₀ O	0,0201	4385,7901	5,7708	0,1161	88,2283
C ₂ H ₅ OH	0,0619	1426,516	1,8770	0,1163	88,3566
H ₂ O	0,9179	635,9195	0,8367	0,7681	583,7387
Total	1,0000			1,0004	760,3237

Menentukan suhu Dew Point pada Bottom kolom distilasi

Suhu (T) = 95,087 °C = 368,2369 K

Tekanan (P) = 1,00 atm = 760,0021 mmHg

Komponen	x _B	P ^{sat}	K _i	y _i =K _i .x _f	P ^{sat} .x _f
C ₄ H ₁₀ O	0,0201	4386,2524	5,7714	0,1161	88,2376
C ₂ H ₅ OH	0,0619	1426,744	1,8773	0,1163	88,3707
H ₂ O	0,9179	636,0240	0,8369	0,7682	583,8347
Total	1,0000			1,0006	760,4430

$$\alpha_{ii} = P_i^{\text{sat}} / P_i^{\text{sat}}$$

$$\alpha_{LD} = 0,40829158$$

$$\alpha_{LB} = 2,1264$$

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD}\alpha_{LB}} = 0,9318$$

$$N_m = \frac{\log[(x_{LD}D/x_{HD}D)(x_{HB}B/x_{LB}B)]}{\log \alpha_{L,av}}$$

$$N_m = 10,841881$$

Komponen Masuk		Komponen Keluar	
M5 (kg/jam)		M6 (kg/jam)	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
C ₄ H ₁₀ O	6530,7986	C ₄ H ₁₀ O	6204,2587
C ₂ H ₅ OH	640,8699	C ₂ H ₅ OH	16,0217
H ₂ O	3713,9821	H ₂ O	92,8496
		Jumlah	6313,1300
		M7 (kg/jam)	
		Komponen	Kg/jam
		C ₄ H ₁₀ O	326,5399
		H ₂ O	3621,1326
		C ₂ H ₅ OH	624,8482
Jumlah	10885,6507	Jumlah	4572,5207
Total	10885,6507	Total	10885,6507

Kemurnian Dietil eter yang didapat pada proses destilasi sebesar

$$\% \text{ Kemurnian} = \frac{6204,2587}{6313,1300} \times 100\% = 98,28\%$$

$$\text{Bubble point} = 48,0492 \text{ } ^\circ\text{C} = 321,1992 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 48,0491 \text{ } ^\circ\text{C} = 321,1991 \text{ K}$$

Temperatur pada distilat

$$\text{Bubble point} = 36,2614 \text{ } ^\circ\text{C} = 309,4114 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 36,2614 \text{ } ^\circ\text{C} = 309,4114 \text{ K}$$

Temperatur pada bottom

$$\text{Bubble point} = 95,0825 \text{ } ^\circ\text{C} = 368,2325 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 95,0869 \text{ } ^\circ\text{C} = 368,2369 \text{ K}$$

C. Menentukan reflux minimum

Dengan menggunakan persamaan 11.61 Couldson and Richardson's

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Dimana feed masuk dalam keadaan liquid pada titik didihnya, $q = 1$ (Kusnarjo, 2011)

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

$$\text{Trial } \theta = 0,00521$$

Umpan masuk kolom destilasi

Komposisi	x_F	α	$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$
$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	0,59995	1,00000	0,60309
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	0,05887	0,16748	0,06076
H_2O	0,34118	0,06990	0,36867
Jumlah	1,00000	1,23738	1,03252

Dengan menggunakan persamaan 11.60 Couldson and Richardson's

Destilat keluar kolom destilasi

Komposisi	x_D	α	$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$
$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	0,93832	1,00000	0,94323
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	0,00390	0,13673	0,00390
H_2O	0,05778	0,05583	0,05778
Jumlah	1,00000		1,004915

$$R_m + 1 = 1,00492$$

$$0,004891271$$

$$R_m = 0,00492$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan refluks rasio} &= 1,5 \times R_m \\ R &= 0,00737 \end{aligned}$$

D. Menghitung panas pada laju alir bagian atas dan laju alir bagian bawah

1. Menghitung laju alir bagian atas

Menghitung aliran masuk kondensor

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= 1,00737 \times 89,19834 \\ &= 89,8560 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	x_D	$M_{\text{vapor masuk kondensor}}$	
		kmol/jam	kg/jam
$C_4H_{10}O$	0,93832	84,31365	6250,00251
C_2H_5OH	0,00390	0,35033	16,13988
H_2O	0,05778	5,19201	93,53413
Jumlah	1,00000	89,85600	6359,67651

Menghitung aliran keluar kondensor yang direfluks

$$\begin{aligned} R &= \frac{L_o}{D} \\ L_o &= R \times D \\ &= 0,00737 \times 89,19834 \\ &= 0,65766 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	x_D	$M_{\text{refluks destilat}}$	
		kmol/jam	kg/jam
$C_4H_{10}O$	0,93832	0,61709	45,74381
C_2H_5OH	0,00390	0,00256	0,11813
H_2O	0,05778	0,03800	0,68458
Jumlah	1,00000	0,65766	46,54651

Menghitung aliran keluar kondensor menuju F-136

Komposisi	x_D	M_6	
		kmol/jam	kg/jam
$C_4H_{10}O$	0,93832	83,69656	6204,25870
C_2H_5OH	0,00390	0,34777	16,02175
H_2O	0,05778	5,15401	92,84955
Jumlah	1,00000	89,19834	6313,13000

Neraca Massa Kondensor E-133

Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M10		M refluks destilat menuju D-130	
C ₄ H ₁₀ O	6250,00251	C ₄ H ₁₀ O	45,74381
C ₂ H ₅ OH	16,13988	C ₂ H ₅ OH	0,11813
H ₂ O	93,53413	H ₂ O	0,68458
Jumlah	6359,67651	Jumlah	46,54651
		M ₆ menuju F-134	
		C ₄ H ₁₀ O	6204,25870
		C ₂ H ₅ OH	16,02175
		H ₂ O	92,84955
		Jumlah	6313,13000
Total	6359,67651	Total	6359,67651

2. Menghitung laju alir bagian bawah

Menghitung aliran masuk reboiler

$$\bar{L} = L_0 + qF$$

$$= 0,65766 + 1 \times 308,17297$$

$$= 308,83063 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi	x _B	M liquid masuk reboiler	
		kmol/jam	kg/jam
C ₄ H ₁₀ O	0,02012	6,21270	460,53524
C ₂ H ₅ OH	0,06194	19,12859	881,25392
H ₂ O	0,91794	283,48934	5107,06043
Total	1,00000		6448,84959

Menghitung aliran keluar reboiler yang direfluks

$$\bar{V} = V + F(q-1)$$

$$= 89,85600 + 308,17297 \times (1-1)$$

$$= 89,85600 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi	x _B	M refluks bottom	
		kmol/jam	kg/jam
C ₄ H ₁₀ O	0,02012	1,80762	133,99531
C ₂ H ₅ OH	0,06194	5,56557	256,40577
H ₂ O	0,91794	82,48281	1485,92785
Total	1,00000		1876,32892

Menghitung aliran keluar reboiler

Komposisi	x _B	M refluks bottom	
		kmol/jam	kg/jam
C ₄ H ₁₀ O	0,02012	4,40508	326,53993

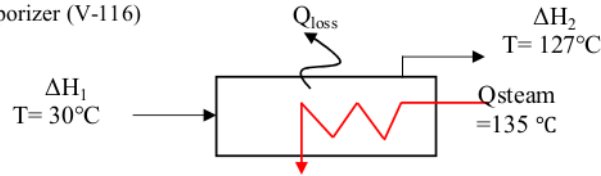
C ₂ H ₅ OH	0,06194	13,56302	624,84816
H ₂ O	0,91794	201,00653	3621,13258
Total	1,00000		4572,52067

Neraca Massa Reboiler E-132			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M11 Masuk Reboiler		M_{refluks bottom} menuju D-130	
C ₄ H ₁₀ O	460,53524	C ₄ H ₁₀ O	133,99531
C ₂ H ₅ OH	881,25392	C ₂ H ₅ OH	256,40577
H ₂ O	5107,06043	H ₂ O	1485,92785
Jumlah	6448,84959	Jumlah	1876,32892
		C ₄ H ₁₀ O	326,53993
		C ₂ H ₅ OH	624,84816
		H ₂ O	3621,13258
		Jumlah	4572,52067
Total	6448,84959	Total	6448,84959

APPENDIKS B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas pabrik = 50000 Ton/tahun
 Jumlah hari kerja = 1 Tahun = 330 Hari
 jumlah waktu kerja perhari = 1 Hari = 24 jam
 basis satuan = Kg/jam
 kapasitas produk Dieti Eter = $\frac{50000}{\text{Tahun}} \times \frac{1000}{\text{Ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$
 = 6313,1313 Kg/jam
 Basis bahan baku = 13491,998 kg/jam C₂H₅OH
 Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K
 Suhu lingkungan = 30 °C = 303,15 K
 Satuan = K kal/jam
 Steam yang di gunakan = saturated steam 90 °C

1. Vaporizer (V-116)



Keterangan :

- ΔH₁ = Panas yang terkandung pada bahan masuk
- ΔH₂ = Panas yang terkandung pada gas keluar vaporizer
- ΔH₃ = Panas yang terkandung pada liquid keluar vaporizer
- Q = Panas yang terkandung dalam pemanas
- Q loss = Panas yang hilang

Neraca panas overall

A. Menghitung panas bahan masuk

komponen	CP, J/mol k				Tref
	a	b	c	d	
C ₂ H ₆ O	59,342	3,64E-01	-1,22E-03	1,80E-06	298
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	298

Dikutip dari yaws L Carl, 1996; CP = a + bT + cT² + dT³ + eT⁴

Komponen	T	m(kmol)	∫C _p dT
C ₂ H ₆ O	303,15	278,21572	1,50E+05
H ₂ O	303,15	37,446567	1,41E+04
Jumlah			1,64E+05

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH₁) = 3,92E+04 kcal/jam

B. Menghitung panas yang terkandung pada bahan keluar

komponen	CP, J/mol k					Treef
	a	b	c	d	e	
C ₂ H ₆ O	27,091	1,11E-01	1,10E-04	-1,15E-07	4,66E-11	298
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	1,78E-08	3,64E-12	298

Komponen	T	m(kmol)	∫C _p dT
C ₂ H ₆ O	368,15	278,21572	1,41E+06
H ₂ O	368,15	37,446567	9,22E+04
Jumlah			1,50E+06

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_2) = 359090 kcal/jam

b. menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 1\% \times \Delta H_1 \\ &= 1\% \times 3,92E+04 \\ &= 391,86 \end{aligned}$$

Neraca panas total

$$\begin{aligned} \Delta H_1 + Q_{\text{steam}} &= \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} \\ 3,92E+04 + Q_{\text{steam}} &= 3,59E+05 + 3,92E+02 \\ Q_{\text{steam}} &= 3,20E+05 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

c. menghitung kebutuhan steam

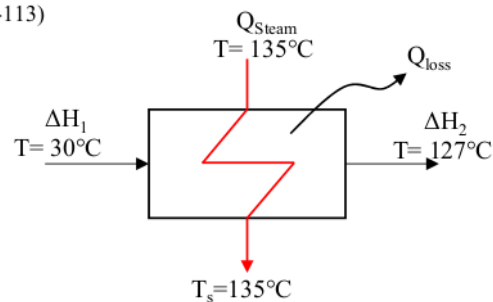
$$\begin{aligned} \text{kondisi steam masuk} &= 135 \text{ }^\circ\text{C} \\ H_v &= 2727,3 \text{ kJ/kg} \\ H_L &= 567,69 \text{ kJ/kg} \\ \text{pada suhu steam} &= 2159,6 \text{ kJ/kg} = 515,81421 \\ &\text{(Geankoplis A.2-9)} \end{aligned}$$

maka steam yang di butuhkan

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= m \times \lambda \\ 3,20E+05 &= m \times 515,8142101 \\ m &= 6,21E+02 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas			
Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
komponen	Energi kcal/jam	Komponen	energi kcal/jam
ΔH_1	3,92E+04	ΔH_2	3,59E+05
Q _{steam}	3,20E+05	Q _{loss}	3,92E+02
Total	3,59E+05	Total	3,59E+05

2. Heater (E-113)



Keterangan :

- ΔH_1 = Panas bahan Asam sulfat masuk heater
 ΔH_2 = Panas bahan keluar heater masuk reaktor
 Q_{loss} = Panas keluar
 Q_{steam} = Panas yang terkandung

Di rencanakan

Suhu bahan masuk = 30 °C 303,15 K

Suhu bahan keluar = 127 °C 400,15 K

Neraca Panas Total = $\Delta H_1 + Q_{steam} = \Delta H_2 + Q_{loss}$ a. menghitung panas pada bahan masuk ΔH_5 dan suhu bahan keluar ΔH_6

komponen	CP, J/mol k				Tref
	a	b	c	d	
H ₂ SO ₄	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06	298
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,000211	5,347E-07	298

Dikutip dari yaws L Carl, 1996; CP = a + bT + cT² + dT³ + eT⁴menghitung kandungan panas bahan masuk ΔH_3

Komponen	T	m(kmol)	J Cp dT
H ₂ SO ₄	303,15	176,20329	1,24E+05
H ₂ O	303,15	29,957253	1,13E+04
Jumlah		206,16054	1,35E+05

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_1) = 3,23E+04 kcal/jammenghitung kandungan bahan yang keluar ΔH_4

Komponen	T	m(kmol)	J Cp dT
H ₂ SO ₄	400,15	176,20329	2,63E+06
H ₂ O	400,15	29,957253	2,31E+05
Jumlah		206,16054	2,86E+06

Panas yang terkandung dalam bahan keluar (ΔH_2) = 6,84E+05 kcal/jam

b. menghitung panas yang hilang

$$\begin{aligned}
 Q_{loss} &= 1\% \times \Delta H_2 \\
 &= 1\% \times 6,84E+05
 \end{aligned}$$

B-4

$$= 6841$$

neraca panas Total

$$\begin{aligned} \Delta H_1 + Q_{\text{steam}} &= \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} \\ 3,23E+04 + Q_{\text{steam}} &= 6,84E+05 + 6,84E+03 \\ Q_{\text{steam}} &= 6,59E+05 \end{aligned}$$

c. menghitung kebutuhan steam

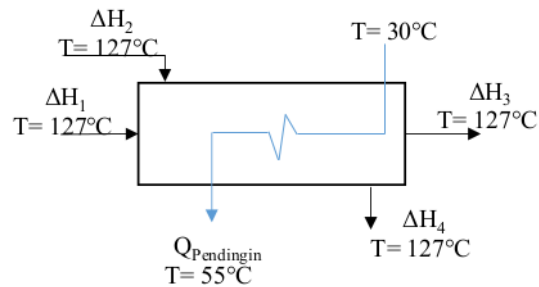
$$\begin{aligned} \text{kondisi steam masuk} \quad \text{Suhu Steam} &= 135 \text{ } ^\circ\text{C} \\ H_v &= 2727,3 \text{ kJ/kg} \\ h_L &= 567,69 \text{ kJ/kg} \\ \text{pada suhu steam} &= 2159,61 \text{ kJ/kg} = 515,8142101 \\ &\text{(Geankoplis A.2-9)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{maka steam yang di butuhkan} &= \frac{Q_{\text{Steam}}}{\lambda} \\ &= \frac{6,59E+05}{2159,61} \\ &= 1,28E+03 \end{aligned}$$

Neraca Panas			
Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
komponen	Energi kcal/jam	Komponen	energi kcal/jam
ΔH_1	3,23E+04	ΔH_2	6,84E+05
Qsteam	6,59E+05	Qloss	6,84E+03
Total	6,91E+05	Total	6,91E+05

3. Reaktor (R-110)

Fungs : Tempat terjadinya reaksi antara Etanol dan asam sulfat



Keterangan :

- ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk etanol
- ΔH_2 = Panas yang terkandung dari bahan masuk asam sulfat
- ΔH_3 = Panas yang terkandung dari bahan keluar Reaktor (gas)
- ΔH_4 = Panas yang terkandung dari bahan keluar Reaktor (liquid)
- ΔH_R = Panas yang terjadi dalam reaksi
- Q_{Loss} = Panas yang hilang

Direncanakan :

Suhu etanol masuk	= 127 °C = 400,15 K
Suhu asam sulfat masuk	= 127 °C = 400,15 K
Suhu produk keluar atas	= 127 °C = 400,15 K
Suhu produk keluar bawah	= 127 °C = 400,15 K
Suhu air pendingin masuk	= 30 °C = 303,15 K
Suhu air pendingin keluar	= 55 °C = 328,15 K
Suhu referensi	= 25 °C = 298,15 K

A. Menghitung panas yang terkandung pada bahan baku masuk reaktor

($\Delta H_1, \Delta H_2$ dan ΔH_3) suhu referensi = 298,15 k

Komponen	Konstanta Cp (J/Mol K) gas				
	a	b	c	d	e
C ₂ H ₆ O	27,091	0,1106	0,0001	0,0000	0,0000
H ₂ O	33,933	-0,0084	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₁₀ O	35,979	0,28444	-1,27E-06	-1,01E-07	3,45E-11
komponen	CP, J/mol k liquid				
	a	b	c	d	
H ₂ SO ₄	26,004	0,703	-0,001	0,000	
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	
C ₂ H ₆ SO ₄	27,879	7,86E-01	-0,0018	0,0000	

(Carl L.yaws hal. 34)

Komponen	n(Kmol/jam)	T (K)	ΔH (KJ/jam)
C ₂ H ₆ O	176,20329	400,15	1,41E+06
H ₂ O	29,957253	400,15	9,22E+04
Total $\Delta H1$	206,16054	400,15	1502433,474
H ₂ SO ₄	176,20329	400,15	2,63E+06
H ₂ O	29,957253	400,15	2,31E+05
Total $\Delta H2$	206,16054	-	2862260,412

Panas yang terkandung dalam bahan baku masuk ($\Delta H1$) = 359090,61 kcal/jam

Panas yang terkandung dalam bahan baku masuk ($\Delta H2$) = 684097,41 kcal/jam

B. Menghitung panas yang terkandung pada bahan keluar reaktor ($\Delta H3$ dan $\Delta H4$)

Komponen	n(Kmol/jam)	T (K)	ΔH (KJ/jam)
C ₂ H ₆ O	13,91078582	400,15	102670,5354
C ₄ H ₁₀ O	88,10164352	400,15	866760,3281
H ₂ O	206,1605403	400,15	851610,9949
Total $\Delta H3$	308,1729697	-	2,E+06
H ₂ SO ₄	88,10164352	400,15	1,32E+06
C ₂ H ₆ SO ₄	88,10164352	400,15	1,40E+06
H ₂ O	29,95725329	400,15	2,31E+05
Total $\Delta H4$	118,0588968		2,95E+06

Panas yang terkandung dalam bahan keluar ($\Delta H3$) = 4,E+05 kcal/jam

Panas yang terkandung dalam bahan keluar ($\Delta H4$) = 7,E+05 kcal/jam

C. Menghitung panas reaksi dari masing-masing komponen

$$\Delta H_{R25} = \Delta H_{f\text{ produk}} - \Delta H_{f\text{ reaktan}}$$

Komponen	ΔH_f^{298}	ΔH_f^{298}	vi	$\Delta H_{rxn} (298,15)$
	kJ/mol	kcal/kmol	kmol/jam	kcal/jam
C ₂ H ₆ O	-234,96	-56,1568	264,305	-14842532
H ₂ SO ₄	-813,990	-194,5485	176,203	-34280084
Total Reaktan				-49122616
C ₂ H ₆ SO ₄	-761,2	-181,9290	88,102	-16028242
H ₂ O	-242,00	-57,8395	206,161	-11924213
C ₄ H ₁₀ O	-252,38	-60,3203	88,102	-5314321
H ₂ SO ₄	-813,990	-194,5485	88,102	-17140042
Total Produk				-50406817

(Carl L.yaws hal. 293)

$$\begin{aligned} \Delta H_{rxn} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ \Delta H_{rxn} &= -50.406.817 - (-49122616,3954) \\ \Delta H_{rxn} &= -1.284.200,818 \text{ Kkal/ (Reaksi bersifat eksotermis)} \\ \Delta H_{rxn} &= 1.284.200,818 \text{ Kkal/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{real}} &= \Delta H_1 + \Delta H_2 \\ \Delta H_{\text{real}} &= 359.090,61 + 684097,41 \\ \Delta H_{\text{real}} &= 1.043.188,0269 \text{ Kkal/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{pro}} &= \Delta H_3 + \Delta H_4 \\ \Delta H_{\text{pro}} &= 4,E+05 + 7,E+05 \\ \Delta H_{\text{pro}} &= 1140410,764 \text{ Kkal/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{rxn}} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{\text{rxn } 298,15} \\ \Delta H_{\text{rxn}} &= 1140411 - 1043188,027 + (-1284200,8177) \\ \Delta H_{\text{rxn}} &= -1.186.978,080 \text{ Kkal/ (Reaksi bersifat eksotermis)} \\ \Delta H_{\text{rxn}} &= 1.186.978,0805 \text{ Kkal/Jam} \end{aligned}$$

C. Menghitung panas yang hilang (Qloss)

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 1\% \times \text{panas bahan baku masuk} \\ &= 1\% \times 1.043.188,0269 \\ &= 10431,88027 \text{ Kkal/Jam} \end{aligned}$$

D. Menghitung ΔH_s

Neraca panas total:

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_R &= \Delta H_{\text{pro}} + Q + \Delta H_s \\ 1043188 + 1186978 &= 1140410,8 + 10432 + \Delta H_s \\ 2230166,1 &= 1150842,6 + Q_s \\ \Delta H_s &= 1.079.323 \text{ Kkal/Jam} \end{aligned}$$

Direncanakan untuk menghitung kebutuhan cooling water :

$$\text{Pendingin masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Pendingin keluar = 55,00 °C = 328,15 K
 Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K
 Cp air pendingin T masu = 4,1830 kJ/kg.K = 0,9998 Kkal/kg.K
 Cp air pendingin T kelu = 4,2310 kJ/kg.K = 1,0112 Kkal/kg.K
 Geankoplis APP A.2-11

- $\Delta H_s = \Delta H_4 - \Delta H_3$
 - $\Delta H_4 = m \times C_p \times \Delta T$
 $\Delta H_4 = m \times 1,0112 \times 30$
 $\Delta H_4 = 30,3370 \text{ m}$
 - $\Delta H_3 = m \times C_p \times \Delta T$
 $\Delta H_3 = m \times 0,9998 \times 5$
 $\Delta H_3 = 4,9988 \text{ m}$
 - $\Delta H_s = \Delta F - \Delta H_3$
 $1079323,46 = 30,3370 \text{ m} - 4,9988 \text{ m}$
 $1079323,46 = 25,3382 \text{ m}$
 m air pendingin = 42596,6550 Kg/Jam

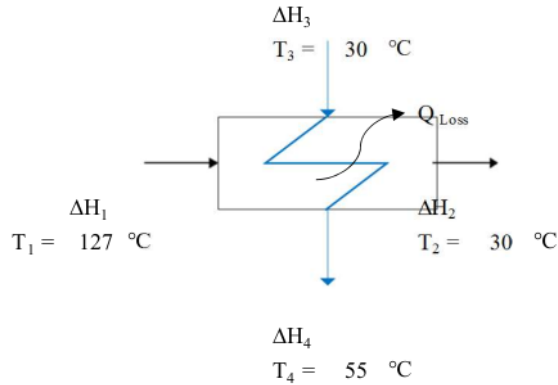
maka :

- $\Delta H_3 = 4,9988 \text{ m}$
 $\Delta H_3 = 212932,61 \text{ Kkal/Jam}$
 - $\Delta H_4 = 30,3370 \text{ m}$
 $\Delta H_4 = 1292256,1 \text{ Kkal/Jam}$

Neraca Panas Reaktor (R-110)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (Kkal/Jam)	Komponen	Energi (Kkal/Jam)
ΔH_1	359090,6148	ΔH_{produk}	1140410,7641
ΔH_2	684097,4121	Q_{Loss}	10431,8803
ΔH_R	1284200,8177	Q_s	1079323,4629
Total	2,E+06	Total	2,E+06

4. Cooler (E-117)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran *bottom produk* Reaktor (R-110) dari 127 °C ke 30 °C



Keterangan:

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan keluaran Reaktor (R-110)

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar cooler

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar

Q_S = Panas yang diserap dalam cooler

Q_{Loss} = Panas yang hilang

Neraca panas overall

$$-\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{LOSS}$$

$$-Q_S = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

maka:

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_S + Q_{LOSS}$$

Direncanakan:

$$\text{Suhu bahan masuk} = 127 \text{ } ^\circ\text{C} = 400,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

A. Menghitung panas bahan yang masuk ke cooler (E-121)

Komponen	kmol/jam	T	ΔH_1 kJ/jam
H ₂ SO ₄	88,10164352	400,15	1,32E+06
C ₂ H ₆ SO ₄	88,10164352	400,15	1,40E+06
H ₂ O	29,95725329	400,15	2,31E+05
Total ΔH_1	118,0588968		2,95E+06

Panas liquid keluar Reaktor ($\Delta = 2950431,5110$ kJ/Jam)

$$\Delta H_1 = 705170,8337 \text{ Kkal/Jam}$$

B. Menghitung panas yang keluar dari cooler (E-121)

Komponen	kmol/jam	T	ΔH_1 kJ/jam
H ₂ SO ₄	88,10164352	303,15	6,18E+04
C ₂ H ₆ SO ₄	88,10164352	303,15	6,55E+04
H ₂ O	29,95725329	303,15	2,23E+04
Total ΔH_1	118,0588968		1,50E+05

Panas liquid keluar cooler ($\Delta H = 149576,8397$ kJ/Jam)

$$\Delta H_2 = 35749,7621 \text{ Kkal/Jam}$$

C. Menghitung Q_{Loss}

$$Q_{Loss} = 1\% \times \text{panas bahan baku masuk}$$

$$Q_{Loss} = 1\% \times \text{#####}$$

$$Q_{Loss} = 7051,7083 \text{ Kkal/Jam}$$

D. Menghitung Kebutuhan air pendingin

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_S + Q_{Loss}$$

$$\text{#####} = \text{#####} + Q_S + 7051,7083$$

$$Q_S = \text{##### Kkal/Jam}$$

Menentukan massa air pendingin

Pendingin masuk = 30 °C = 303,15 K Geankoplis APP A.2-11

Pendingin keluar = 55 °C = 328,15 K Geankoplis APP A.2-11

Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K

Cp air pendingin T m = 4,1830 kJ/kg.K = 0,9998 Kkal/kg.K

Cp air pendingin T ke = 4,1709 kJ/kg.K = 0,9969 Kkal/kg.K

Geankoplis APP A.2-11

$$- Q_S = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

$$- \Delta H_3 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta H_3 = m \times 0,9998 \times 5$$

$$\Delta H_3 = 4,9988 \text{ m}$$

$$- \Delta H_4 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta H_4 = m \times 0,9969 \times 30$$

$$\Delta H_4 = 29,9058 \text{ m}$$

$$Q_S = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

$$662369,3632 = 29,9058 \text{ m} - 4,9988 \text{ m}$$

$$662369,3632 = 24,9069 \text{ m}$$

$$m = \text{##### Kg/Jam}$$

$$- \Delta H_3 = 4,9988 \text{ m}$$

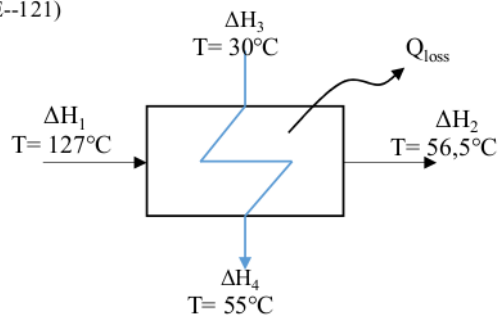
$$\Delta H_3 = 132937,15 \text{ Kkal/Jam}$$

$$- \Delta H_4 = 29,9058 \text{ m} \quad 1$$

$$\Delta H_4 = 795306,52 \text{ Kkal/Jam}$$

Neraca Panas Cooler (E-121)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	energi (Kkal/Jam)	Komponen	energi (Kkal/Jam)
ΔH_1	705170,8337	ΔH_2	35749,7621
ΔH_3	132937,1543	ΔH_4	795306,5175
		Q_{Loss}	7051,7083
Total	838107,9880	Total	838107,9880

5. Kondensor (E--121)



Keterangan :

 ΔH_1 = Panas bahan masuk kondensor ΔH_2 = Panas bahan keluar kondensor Q_{loss} = Panas yang hilang $Q_{pendingin}$ = Panas yang terkandung pada air pendingin ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam pendingin masuk ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam pendingin keluar

Direncanakan :

Suhu Bahan Masuk = 127 °C = 400,15 K

Suhu Produk Keluar = 48,049 °C = 321,2 K

Suhu air pendingin masuk = 30 °C = 303,15 K

Suhu air pendingin keluar = 55 °C = 328,15 K

Neraca Panas Total : $\Delta H_{11} = \Delta H_{13} + Q_{pendingin} + Q_{loss}$ A. Menghitung panas bahan masuk (ΔH_{11}) dan bahan keluar (ΔH_{13})

Komponen	Konstanta Cp (J/Mol K) Gas				
	a	b	c	d	e
C_2H_6O	27,091	0,1106	0,0001	0,0000	0,0000
H_2O	33,933	-0,0084	0,0000	0,0000	0,0000
$C_4H_{10}O$	35,979	0,28444	-1,27E-06	-1,01E-07	3,45E-11

Komponen	Konstanta Cp (J/Mol K) Liquid			
	a	b	c	d
C_2H_6O	59,342	0,3636	-0,0012	0,0000

H ₂ O	92,053	-0,040	0,000	0,000
C ₄ H ₁₀ O	75,939	7,73E-01	-2,79E-03	4,44E-06

Panas Bahan Masuk ΔH_1

Komponen	n(Kmol/jam)	T (K)	ΔH (KJ/jam)
C ₂ H ₆ O	13,91078582	400,15	102670,5354
C ₄ H ₁₀ O	88,10164352	400,15	866760,3281
H ₂ O	206,1605403	400,15	851610,9949
Total ΔH_1	308,1729697	-	2,E+06

Panas vapour keluar Reaktor ($\lambda = 1821041,8584$ kJ/Jam)

$$\Delta H_1 = 435239,9304 \text{ Kkal/Jam}$$

Panas Bahan Keluar (ΔH_2)

Komponen	n(Kmol/jam)	T (K)	ΔH (KJ/jam)
C ₂ H ₆ O	13,91078582	321,2	34901,18902
C ₄ H ₁₀ O	88,10164352	321,2	364292,2496
H ₂ O	206,1605403	321,2	357990,1725
Total ΔH_2	308,1729697	-	8,E+05

Panas Liquid keluar Kondenso = 757183,6111 kJ/Jam

$$\Delta H_2 = 180971,4261 \text{ Kkal/Jam}$$

b. Pendingin yang dibutuhkan untuk mengembunkan bahan masuk

Data ΔH_{vapor} masing - masing komponen (Sumber: Coulson Richardson)

Komponen	ΔH_{vapor} (J/mol)
C ₂ H ₆ O	38,7700
H ₂ O	40,6830
C ₂ H ₆ SO ₄	26,9630
C ₄ H ₁₀ O	26,7120

Menghitung panas kondensasi pada suhu 37 °C

Komponen	n(Kmol/jam)	λ	Total ΔH_{3b} (Kkal/jam)
C ₂ H ₆ O	13,91079	9,2663	128,9009946
H ₂ O	206,16054	9,7235	2004,598117
C ₄ H ₁₀ O	88,10164	6,3843	562,4698135
Total			2695,968925

Sehingga panas total yang dibawa masuk kondensor :

$$\begin{aligned} \Delta H_3 &= \Delta H_{3a} + \Delta H_{3b} \\ &= 435239,9 + 2695,9689 \\ &= 437935,8993 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

1
b. menghitung panas yang hilang (Qloss)

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 1\% \times \Delta H_{3b} \\ &= 1\% \times 437935,9 \\ &= 4379,358993 \end{aligned}$$

Neraca panas total:

$$\begin{aligned}\Delta H_3 &= \Delta H_1 + Q_s + Q_{\text{Loss}} \\ Q_s &= 437.935,90 - (435.239,9304 + 4379,358993) \\ Q_s &= 1.683,39 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin:

$$\text{Pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ k}$$

$$\text{Pendingin keluar} = 55 \text{ }^\circ\text{C} = 328,15 \text{ k}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ k}$$

$$C_p \text{ pada pendingin masuk} = 0,99976 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \text{ }^+\text{Geankoplis, 1997}$$

$$C_p \text{ pada pendingin keluar} = 1,01123 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \text{ }^+\text{Geankoplis, 1997}$$

$$Q_s = \Delta H_{15} - \Delta H_{14}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_4 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 1,0112 \times 30 \\ &= m \times 30,34\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_3 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 0,9998 \times 5,00 \\ &= m \times 5,00\end{aligned}$$

$$Q_c = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

$$1.683,3901 = 30,34 \text{ m} - 5,00 \text{ m}$$

$$1.683,3901 = 25,34 \text{ m}$$

$$m = 66,4368 \text{ kg/jam}$$

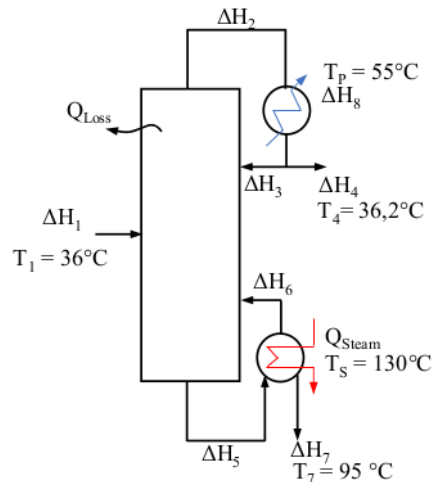
maka, didapatkan:

$$\begin{aligned}\Delta H_4 &= m \times 30,34 \\ &= 66,4368 \times 30,34 \\ &= 2.015,4950 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_5 &= m \times 5,00 \\ &= 66,4368 \times 5,00 \\ &= 332,1049 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Neraca Panas Kondensator (E-132)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	437.935,8993	ΔH_2	435.239,9304
ΔH_4	2.015,4950	ΔH_5	332,1049
		Q_{Loss}	4.379,3590
Total	439.951,3943	Total	439.951,3943

6. Kolom Destilasi (D-120)



Keterangan:

- ΔH_1 = Panas bahan masuk kolom destilasi
- ΔH_2 = Panas vapor menuju kondensor
- ΔH_3 = Panas liquid keluar kondensor yang refluks
- ΔH_4 = Panas liquid keluar kondensor sebagai distilat
- ΔH_5 = Panas liquid masuk reboiler
- ΔH_6 = Panas vapor keluar reboiler yang refluks
- ΔH_7 = Panas liquid keluar reboiler sebagai bottom
- Q_{loss} = Panas yang hilang
- Q_{steam} = Panas yang terkandung pada steam
- ΔH_8 = Panas yang terkandung pada pendingin

Direncanakan:

- Suhu bahan masuk = 48,049 °C = 321,2 K
- suhu liquid keluar reboiler = 95,082 °C = 368,23 K
- suhu air pendingin masuk = 30 °C = 303,15 K
- Suhu air pendingin keluar = 55 °C = 328,15 K

Data yang diperoleh dari perhitungan temperatur bubble point dan dew point

Temperatur pada feed:

- Bubble poin = 48,0492 °C = 321,1992 K
- Dew point = 48,0491 °C = 321,1991 K

Temperatur pada distilat

- Bubble poin = 36,2614 °C = 309,4114 K

B-14

$$\text{Dew point} = 36,2614 \text{ } ^\circ\text{C} = 309,4114 \text{ K}$$

Temperatur pada bottom

$$\text{Bubble poin} = 95,0825 \text{ } ^\circ\text{C} = 368,2325 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 95,0869 \text{ } ^\circ\text{C} = 368,2369 \text{ K}$$

A. Komposisi masing - masing komponen pada tiap aliran bahan

Komponen	Feed, F		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	xf	kmol/jam	xd	kmol/jam	xb
C ₄ H ₁₀ O	88,101644	0,5999	83,696561	0,9383	4,4050822	0,0201
C ₂ H ₆ O	13,910786	0,0589	0,3477696	0,0039	13,563016	0,0619
H ₂ O	206,16054	0,3412	5,1540135	0,0578	201,00653	0,9179
Jumlah	308,17297	1	89,198344	1	218,97463	1

B. Menentukan refluks minimum

Dengan menggunakan persamaan 11,7-19 dan 11,7-20 (Geankoplis, 1993)

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Dimana feed masuk dalam keadaan liquid pada titik didihnya, $q = 1$ (Kusnarjo, 2012)

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

$$\text{Trial } \theta = 0,01$$

Umpan masuk kolom destilasi

Komponen	xf	α	$1 - q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$
C ₄ H ₁₀ O	0,5999	1	0,60309
C ₂ H ₆ O	0,0589	0,1674777	0,06076
H ₂ O	0,3412	0,0699016	0,36867
Jumlah	1		1,0325

Destilat keluar dari kolom destilasi

Komponen	x _D	α	$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$
C ₄ H ₁₀ O	0,9383	1	0,943234985
C ₂ H ₆ O	0,0039	0,1367309	0,003898835
H ₂ O	0,0578	0,0558261	0,057781493
Jumlah	1		1,0049

$$R_m + 1 = 1,0049$$

$$R_m = 0,0049$$

$$\text{Direncanakan refluks rasio} = 1,5 \times R_m$$

$$= 0,0074$$

Komponen	Konstanta Cp (J/Mol K) Gas				
	a	b	c	d	e
C ₄ H ₁₀ O	35,979	0,28444	-1,27E-06	-1,01E-07	3,45E-11
C ₂ H ₆ O	27,091	0,1106	0,0001	0,0000	0,0000
H ₂ O	33,933	-0,0084	0,0000	0,0000	0,0000

Komponen	Konstanta Cp (J/Mol K) Liquid			
	a	b	c	d
C ₄ H ₁₀ O	75,939	7,73E-01	-2,79E-03	4,44E-06
C ₂ H ₆ O	59,342	0,3636	-0,0012	0,0000
H ₂ O	92,053	-0,040	0,000	0,000

C. Menghitung panas pada laju alir bagian atas dan laju alir bagian bawah

1 Menghitung panas laju alir bagian atas

Menghitung aliran keluar kondensor yang direfluks

$$R = \frac{L_0}{D}$$

$$\begin{aligned} L_0 &= R \times D \\ &= 0,0074 \times 89,1983 \\ &= 0,6577 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komponen	x _D	Panas liquid yang di refluks, L ₀			
		kmol/jam	T _{ref}	T	ΔH ₃ (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	0,9383	0,617092171	298,15	309,4114	1233,517254
C ₂ H ₆ O	0,0039	0,002564095	298,15	309,4114	3,121045599
H ₂ O	0,0578	0,038000383	298,15	309,4114	32,28095164
Jumlah	1	0,657656649	-	-	1268,919251

$$\text{Panas liquid yang direfluks, } L_0 (\Delta H_3) = 1268,9193 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_3 = 303,2793 \text{ kkal/jam}$$

Menghitung aliran vapor masuk kondensor

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= 1,0074 \times 89,1983 \\ &= 89,8560 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komponen	x _D	Panas liquid yang di refluks, V			
		kmol/jam	T _{ref}	T	ΔH _{2a} (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	0,9383	84,31365351	298,15	309,4114	168536,1625
C ₂ H ₆ O	0,0039	0,35033374	298,15	309,4114	426,4302315
H ₂ O	0,0578	5,192013891	298,15	309,4114	4410,564743
Jumlah	1	89,85600114	-	-	173373,1574

$$\text{Panas Sensible } V (\Delta H_{2a}) = 173373,2 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{2a} = 41437,22 \text{ kkal/jam}$$

Panas liquid yang di refluks, V					
---------------------------------	--	--	--	--	--

Komponen	x_D	kmol/jam	Heat of vapor, λ	ΔH_{2b} (kkal/jam)
			kkal/kmol	
C ₄ H ₁₀ O	0,9383	84,31365351	6,3843	538,2860418
C ₂ H ₆ O	0,0039	0,35033374	9,2663	3,246284443
H ₂ O	0,0578	5,192013891	9,7235	50,48444893
Jumlah	1	89,85600114		592,0167752

(λ dari Couldson and Richardson's Appendix C)

$$\text{Panas yang masuk kondensor, } V (\Delta H_{2b}) = 592,02 \text{ kkal/jam}$$

2 Menghitung panas laju alir bagian bawah

Menghitung aliran liquid masuk reboiler

$$\begin{aligned} \bar{L} &= L_o + qF \\ &= 0,6577 + 1 \times 308,1730 \\ &= 308,8306 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komponen	x_B	Panas liquid masuk reboiler, \bar{L}			
		kmol/jam	T_{ref}	T	ΔH_5 (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	0,0201	6,212702893	298,15	368,2325	81995,14068
C ₂ H ₆ O	0,0619	19,12858522	298,15	368,2325	150648,1659
H ₂ O	0,9179	283,4893382	298,15	368,2325	1494514,935
Jum;ah	1	308,8306263	-	-	1727158,241

$$\begin{aligned} \text{Panas liquid masuk reboiler, } \bar{L} (\Delta H_5) &= 1727158,24 \text{ kJ/jam} \\ \Delta H_5 &= 412801,1826 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Menghitung aliran vapor keluar reboiler

$$\begin{aligned} \bar{V} &= V + F(q-1) \\ &= 89,856 + 308,1730 \times (1 - 1) \\ &= 89,856 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komponen	x_B	Panas vapor Keluar reboiler, \bar{V}			
		kmol/jam	T_{ref}	T	ΔH_6 (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	0,0201	1,807620717	298,15	368,2369	23858,58954
C ₂ H ₆ O	0,0619	5,565569051	298,15	368,2369	43834,87038
H ₂ O	0,9179	82,48281137	298,15	368,2369	434865,2938
Jumlah	1	89,85600114	-	-	502558,7537

$$\begin{aligned} \text{Panas vapor keluar reboiler, } \bar{V} (\Delta H_6) &= 502558,7537 \text{ kJ/jam} \\ \Delta H_6 &= 120114,5575 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

D. Menghitung panas feed masuk, distilat keluar dan bottom keluar

1 Menghitung panas pada feed masuk kolom distilasi

Komponen	x_F	Panas Liquid masuk destilasi			
		kmol/jam	T_{ref}	T	ΔH_1 (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	0,5999	88,10164352	298,15	321,1992	364278,6352
C ₂ H ₆ O	0,0589	13,91078582	298,15	321,1992	34899,89389
H ₂ O	0,3412	206,1605403	298,15	321,1992	357977,1012
Jum;ah	1	308,1729697	-	-	757155,6303

$$\text{Panas liquid masuk kolom distilasi, } F (\Delta H_1) = 757155,630 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H1 = 180964,7386 \text{ kkal/jam}$$

2 Menghitung panas liquid keluar sebagai destilat

Komponen	xD	Panas Liquid keluar sebagai destilat, D			
		kmol/jam	T _{ref}	T	ΔH4(kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	0,9383	83,69656134	298,15	309,4114	167302,6452
C ₂ H ₆ O	0,0039	0,347769645	298,15	309,4114	423,3091859
H ₂ O	0,0578	5,154013508	298,15	309,4114	4378,283791
Jumlah	1	89,19834449	-	-	172104,2382

$$\text{Panas liquid masuk kolom destilasi, D } (\Delta H4) = 172104,238 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H4 = 41133,94555 \text{ kkal/jam}$$

3 Menghitung panas liquid keluar sebagai bottom

Komponen	xB	Panas liquid keluar sebagai bottom, B			
		kmol/jam	T _{ref}	T	ΔH7(kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	0,0201	4,405082176	298,15	368,2325	58138,19507
C ₂ H ₆ O	0,0619	13,56301617	298,15	368,2325	106816,2379
H ₂ O	0,9179	201,0065268	298,15	368,2325	1059677,44
Jumlah	1	218,9746252	-	-	1224631,873

$$\text{Panas liquid keluar sebagai bottom, B } (\Delta H7) = 1224631,873 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H7 = 292694,3655 \text{ kkal/jam}$$

E. Menghitung neraca panas overall

Kesetimbangan panas overall pada kolom destilasi:

$$\begin{aligned} \Delta H15 + Q_R &= \Delta H18 + \Delta H7 + Q_C + Q_{\text{loss}} \\ 180964,7386 + Q_R &= 41133,95 + 292694,3655 + Q_C + 1715,977 \\ Q_R &= 154579,5 + Q_C \end{aligned}$$

1 Menghitung panas keluar kondensor

Kesetimbangan panas pada kondensor:

$$\begin{aligned} \Delta H2_a + \Delta H2_b &= \Delta H3 + \Delta H4 + Q_C \\ 41437,22 + 592,0168 &= 303,2793 + 41133,95 + Q_C \\ 42029,24 &= 41437,22 + Q_C \\ Q_C &= 592,02 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

2 Menghitung panas steam pada reboiler

$$\begin{aligned} Q_R &= 154579,5 + Q_C \\ &= 154579,5 + 592,02 \\ &= 155171,6 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

F. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\begin{aligned} Q_C &= m \times C_p \times \Delta T \\ 592,0168 &= m \times 4,1816 \times 25 \\ m &= 5,663 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

G. Menghitung neraca panas pada reboiler

Kesetimbangan panas pada reboiler:

$$\begin{aligned} \Delta H5 + Q_R &= \Delta H6 + \Delta H7 + Q_{\text{loss}} \\ 412801,183 + Q_R &= 120114,557 + 292694,3655 + Q_{\text{Loss}} \\ Q_R &= 7,7404 + Q_{\text{Loss}} \end{aligned}$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Loss}} &= 1\% \times (\Delta H_6 + \Delta H_7) \\
 &= 1\% \times 412808,9230 \\
 &= 4128,08923 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 Q_R &= 7,740 + Q_{\text{Loss}} \\
 &= 7,740 + 4128,08923 \\
 &= 4135,830
 \end{aligned}$$

H. Menghitung kebutuhan steam

$$\text{Kondisi steam ma: } T = 135 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 2727,3 \text{ kPa}$$

$$l = 567,69 \text{ kJ/kg}$$

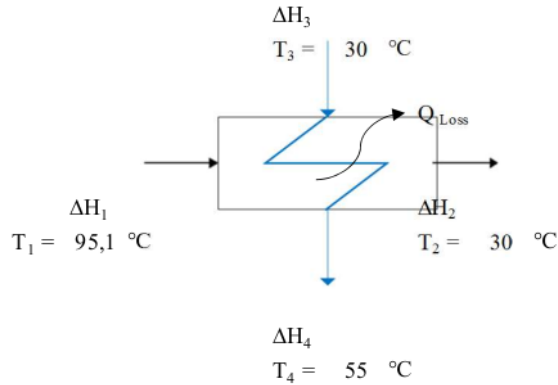
$$= 515,814 \text{ kkal/kg (Smith Van Ness Edisi 8, hal 687)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka steam yang dibutuhkan} &= \frac{Q_R}{l} \\
 &= \frac{4135,83}{515,8142} \\
 &= 8,0181 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Kolom Distilasi (D-130)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (kkal/jam)	Komponen	Energi (kkal/jam)
ΔH_1	180964,739	ΔH_4	41133,9455
Q_R	155171,566	ΔH_7	292694,366
		Q_C	592,017
		Q_{loss}	1715,9768
Jumlah	336136,305	Jumlah	336136,305
Aliran Panas Kondensator			
ΔH_{2a}	42029,2416	ΔH_4	41133,9455
		ΔH_3	303,2793
		Q_C	592,017
Jumlah	42029,2416	Jumlah	42029,2416
Aliran Panas Reboiler			
ΔH_5	412801,183	ΔH_6	120114,557
Q_R	4135,8297	ΔH_7	292694,366
		Q_{loss}	4128,0892
Jumlah	416937,012	Jumlah	416937,012
Total	795102,56	Total	795102,56

4. Cooler (E-123)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran *bottom reboiler destilasi* dari 95,08 °C ke 30 °C



Keterangan:

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan keluaran Reboiler

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar cooler

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar

Q_S = Panas yang diserap dalam cooler

Q_{Loss} = Panas yang hilang

Neraca panas overall

$$-\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{LOSS}$$

$$-Q_S = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

maka:

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_S + Q_{LOSS}$$

Direncanakan:

$$\text{Suhu bahan ma} = 95 \text{ } ^\circ\text{C} = 368,230 \text{ K}$$

$$\text{Suhu bahan kel} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,150 \text{ K}$$

A. Menghitung panas bahan yang masuk ke cooler (E-121)

Komponen	kmol/jam	T	ΔH_1 kJ/jam
$C_4H_{10}O$	4,405082176	368,23	5,81E+04
C_2H_5OH	13,56301617	368,23	1,07E+05
H_2O	201,0065268	368,23	1,06E+06
Total ΔH_1	214,569543		1,22E+06

Panas liquid keluar Reaktor ($\Delta = 1224588,4881$ kJ/Jam)

$$\Delta H_1 = 292683,9962 \text{ Kkal/Jam}$$

B. Menghitung panas yang keluar dari cooler (E-121)

Komponen	kmol/jam	T	ΔH_1 kJ/jam
C ₄ H ₁₀ O	4,405082176	303,15	3,89E+03
C ₂ H ₅ OH	13,56301617	303,15	7,30E+03
H ₂ O	201,0065268	303,15	7,59E+04
Total ΔH_1	214,569543		8,71E+04

Panas liquid keluar cooler ($\Delta H = 87069,5059$ kJ/Jam)

$$\Delta H_2 = 20810,1343 \text{ Kkal/Jam}$$

C. Menghitung Q_{Loss}

$$Q_{Loss} = 1\% \times \text{panas bahan baku masuk}$$

$$Q_{Loss} = 1\% \times \text{#####}$$

$$Q_{Loss} = 2926,8400 \text{ Kkal/Jam}$$

D. Menghitung Kebutuhan air pendingin

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_S + Q_{Loss}$$

$$\text{#####} = \text{#####} + Q_S + 2926,8400$$

$$Q_S = \text{#####} \text{ Kkal/Jam}$$

Menentukan massa air pendingin

Pendingin masuk = 30 °C = 303,15 K Geankoplis APP A.2-11

Pendingin keluar = 55 °C = 328,15 K Geankoplis APP A.2-11

Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K

C_p air pendingin T m = 4,1830 kJ/kg.K = 0,9998 Kkal/kg.K

C_p air pendingin T kc = 4,1709 kJ/kg.K = 0,9969 Kkal/kg.K

Geankoplis APP A.2-11

$$- Q_S = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

$$- \Delta H_3 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta H_3 = m \times 0,9998 \times 5$$

$$\Delta H_3 = 4,9988 \text{ m}$$

$$- \Delta H_4 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta H_4 = m \times 0,9969 \times 30$$

$$\Delta H_4 = 29,9058 \text{ m}$$

$$Q_S = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

$$268947,0219 = 29,9058 \text{ m} - 4,9988 \text{ m}$$

$$268947,0219 = 24,9069 \text{ m}$$

$$m = \text{#####} \text{ Kg/Jam}$$

$$- \Delta H_3 = 4,9988 \text{ m}$$

$$\Delta H_3 = \text{##### Kkal/Jam}$$

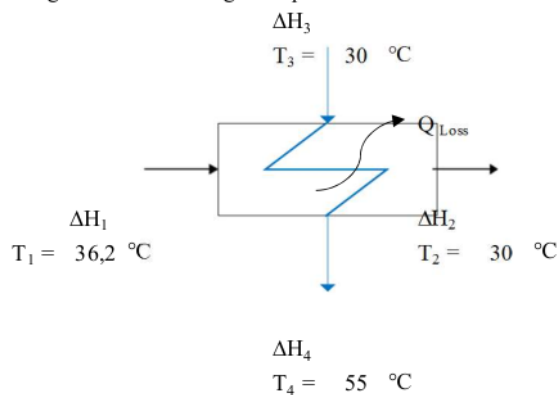
$$- \Delta H_4 = 29,9058 \text{ m}$$

$$\Delta H_4 = \text{##### Kkal/Jam}$$

Neraca Panas Cooler (E-121)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (Kkal/Jam)	Komponen	Energi (Kkal/Jam)
ΔH_1	292683,9962	ΔH_2	20810,1343
ΔH_3	53977,5142	ΔH_4	322924,5361
		Q_{Loss}	2926,8400
Total	346661,5104	Total	346661,5104

8. COOLER (E-127)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk destilasi sebelum masuk proses packing



ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

Q_{cw} = Panas yang terkandung pada air pendingin

Direncanakan :

Suhu bahan masuk = 36,3 °C = 309,41 K

Suhu produk keluar = 30 °C = 303,15 K

Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K

A. Menghitung panas bahan yang masuk cooler

Komponen	Cp (J/mol.K)			
	A	B	C	D
$C_4H_{10}O$	75,939	7,7335E-01	-2,7936E-03	#####
C_2H_6O	59,342	3,6358E-01	-1,2164E-03	#####
H_2O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	#####

Komponen	x _w	Panas liquid Masuk Cooler			
		kmol/jam	T _{ref}	T	ΔH ₁ kJ/jam
C ₄ H ₁₀ O	0,9383	83,6966	298,15	309,41	167302,6452
C ₂ H ₆ O	0,0039	0,3478	298,15	309,41	423,3092
H ₂ O	0,0578	5,1540	298,15	309,41	4378,2838
Total ΔH₁	1,0000	89,1983	-	-	172104,2382

Panas yang terkandung dalam bahan masuk cooler ($\Delta = 172104,2382$ kJ/jam

$$\Delta H_1 = 41133,9455 \text{ Kkal/jam}$$

B. Menghitung panas bahan yang keluar dari cooler

Komponen	x _w	Panas liquid Keluar Cooler			
		kmol/jam	T _{ref}	T	ΔH ₂ kJ/jam
C ₄ H ₁₀ O	0,9383	83,6966	298,15	303,15	73882,8146
C ₂ H ₆ O	0,0039	0,3478	298,15	303,15	187,2746
H ₂ O	0,0578	5,1540	298,15	303,15	1945,5699
Total ΔH₁	0,9422	89,1983	-	-	74070,0892

Panas yang terkandung dalam bahan keluar cooler ($\Delta = 74070,0892$ kJ/jam

$$\Delta H_2 = 17703,1957 \text{ Kkal/jam}$$

C. Menghitung panas yang hilang (Q_{Loss})

$$\begin{aligned} Q_{\text{Loss}} &= 1\% \times \text{Panas yang masuk} \\ &= 1\% \times \Delta H_1 \\ &= 1\% \times 41133,9455 \\ &= 411,3395 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas total:

$$\begin{aligned} \Delta H_1 &= Q_{\text{Pendingin}} + \Delta H_2 + Q_{\text{Loss}} \\ 41133,9455 &= Q_{\text{Pendingin}} + 17703,1957 + 411,3395 \\ Q_{\text{Pendingin}} &= 23019,4103 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Menentukan massa air pendingin

$$\text{Pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \quad \text{Geankoplis APP A.2-11}$$

$$\text{Pendingin keluar} = 55 \text{ }^\circ\text{C} = 328,15 \text{ K} \quad \text{Geankoplis APP A.2-11}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air pendingin } T_m = 4,1830 \text{ kJ/kg.K} = 0,9998 \text{ Kkal/kg.K}$$

$$C_p \text{ air pendingin } T_k = 4,1709 \text{ kJ/kg.K} = 0,9969 \text{ Kkal/kg.K}$$

Geankoplis APP A.2-11

$$- Q_s = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

$$- \Delta H_3 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta H_3 = m \times 0,9998 \times 5$$

$$\Delta H_3 = 4,9988 \text{ m}$$

$$- \Delta H_4 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta H_4 = m \times 0,9969 \times 30$$

$$\Delta H_4 = 29,9058 \text{ m}$$

$$Q_s = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

$$23019,4103 = 29,9058 \text{ m} - 4,9988 \text{ m}$$

$$23019,4103 = 24,9069 \text{ m}$$

$$m = 924,2164 \text{ Kg/Jam}$$

$$- \Delta H_3 = 4,9988 \text{ m}$$

$$\Delta H_3 = 4619,9826 \text{ Kkal/Jam}$$

$$- \Delta H_4 = 29,9058 \text{ m}$$

$$\Delta H_4 = \text{#####} \text{ Kkal/Jam}$$

Neraca Panas Cooler (E-121)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	energi (Kkal/Jam)	Komponen	energi (Kkal/Jam)
ΔH_1	41133,9455	ΔH_2	17703,1957
ΔH_3	4619,9826	ΔH_4	27639,3929
		Q_{Loss}	411,3395
Total	45753,9281	Total	45753,9281

BAB V
SPESIFIKASI ALAT

1. Storage H₂SO₄

Fungsi : untuk menyimpan Asam sulfat

Direncanakan

Bahan Konsentrasi = iron and stel
 Allowable Stress (f) = 18750
 Tipe pengelasan = Double welded butt joint, E = 0,8
 Faktor korosi (c) = 1/16 in = 0,0625
 waktu tinggal (q) = 7 hari = 168 jam
 volume fluida = 80 % storage
 jumlah tangki = 2 buah
 Dasar perancangan
Kondisi operasi
 Suhu operasi = 30 °C = 303,15 K
 Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia = 14,7 psig

Komponen	A	B	T	n	Tc	ρ g/ml
H ₂ SO ₄	0,4217	0,1936	303,15	0,2857	925,00	0,57806
H ₂ O	0,3471	0,2740	303,15	0,2857	647,13	0,42252
Total						1,0006

$1 \text{ kg} = 2,20462 \text{ lb}$
 $1 \text{ g/cm}^3 = 62,430 \text{ lb/ft}^3$
 $1 \text{ ft} = 35,417 \text{ ft}^3$
 $\rho = A \times B^{-(1-T/Tc)^n}$

Komponen	Massa (Kg/jam)	Massa lb	xi (massa)	ρ (g/mL)	xi.pi
H ₂ SO ₄	17282,018	38100,28	0,9697	36,0883	34,9955
H ₂ O	539,6799	1189,789	0,0303	26,3776	0,7988
Total	17821,698	39290,07	1,000	62,4659	35,7942

$p \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi}$
 $p \text{ campuran} = \frac{35,7942}{1,000}$
 $= 35,7942267 \text{ lb/ml} =$

Rate asam sulfat masuk (m) = 17821,698 kg/jam = 39290,0725 lb/jam

Mencari Viskositas Bahan

Komponen	A	B	C	D
H ₂ SO ₄	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-0,000017
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

$$\log 10 \mu = A + (B/T) + CT + (DT)^2$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb/jam)	μ (cP)	x_i	$\mu \cdot x_i$
H ₂ SO ₄	17282,0184	38100,2834	5,0E+00	0,9697	5
H ₂ O	539,6799	1189,7891	2,4E-01	0,0303	0,0071
Total	17821,6983	39290,0725	5,2361	1	4,86

$$\begin{aligned} \mu \text{ Campuran} &= \frac{\sum \mu \cdot x_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{4,8558}{1,0000} = 4,8558 \text{ cP} \\ &= 11,7466 \text{ lb/ft.hr} \\ &= 0,0033 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

A. menghitung volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Reet volumetrik Asam sulfat} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{39290,07253 \text{ lb/jam}}{35,79422672 \text{ lb/ft}^3} \\ &= \mathbf{1097,665074 \text{ ft}^3/\text{jam}} \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned} \text{volume liquida} &= \frac{m}{\rho} \times q = \frac{1097,665074}{35,7942} \times 168 \\ &= \mathbf{5151,88 \text{ ft}^3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume ruang kosong} &= 20\% \text{ volume tangki} = \text{liquid mengisi total } 80\% \\ \text{volume total} &= \frac{100}{80} \times 5151,884797 \\ &= \mathbf{6439,855996 \text{ ft}^3} \end{aligned}$$

B. menentukan dimensi tangki

$$\begin{aligned} \text{asumsi LS} &= 1,5 \\ V \text{ silinder} &= \frac{\pi}{4} di^2 Ls \\ V \text{ dished} &= 0,0847 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas} \\ 6439,855996 &= \frac{\pi}{4} di^2 Ls + 0,0847 di^3 \\ &= \frac{\pi}{4} di^2 \times 1,5 + 0,0847 di^3 \\ &= 1,1775 di^2 + 0,0847 di^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{jumlah tangki} &= 2 \text{ buah, jadi volume pertangki adalah } 3219,927998 \text{ ft}^3 \\ \mathbf{3219,927998} &= 1,2622 di^2 + 0,0847 di^3 \\ &= 13,6638367 \text{ ft} \\ &= \mathbf{163,96604 \text{ in}} \end{aligned}$$

C. menghitung tinggi liquid

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Liquida (Li)} &= \frac{\text{Volume Liquida}}{\pi/4 \text{ di}^2} \\
 &= \frac{5151,884797}{3,14/4 \times 186,7004} \\
 &= \frac{5151,884797}{146,5598392} \\
 &= 35,15209095 \text{ ft} \\
 &= \mathbf{61822,6176 \text{ in}}
 \end{aligned}$$

D. menghitung diameter tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi: } L_s &= 1,5 \text{ di} \\
 V_{\text{total}} &= V_{\text{spherical}} \\
 6439,855996 &= 3,140 \text{ di}^3/6 \\
 \text{di}^3/6 &= 2050,9096 \\
 \text{di}^3 &= 12305,4573 \\
 \text{di} &= 23,0869158 \text{ ft} \\
 &= 277,04299 \text{ in} \\
 &= 7,0368919 \text{ m}
 \end{aligned}$$

E. menghitung tinggi likuida

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquida}} &= V_{\text{liquida dalam silinder}} \\
 V_{\text{liquida}} &= \left[\frac{\pi}{4} \times \text{di}^2 \times L_s \right] \\
 5151,885 &= \frac{\pi}{4} \times 23,087^2 \times L_s \\
 &= \frac{5151,884797}{3,14/4 \times 533,00568} \\
 &= \frac{5151,884797}{418,4095} \\
 &= 12,31302177 \text{ ft} \\
 &= 147,7562613 \text{ in}
 \end{aligned}$$

F. menentukan tekanan design

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik (ph)} &= \frac{\rho \times (H-1)}{144} \text{ (Brownell \& Young pers 3,17 hal 46)} \\
 &= \frac{35,8 \text{ lb/ft}^3 \times 12,313 \text{ ft} - 1}{144} \\
 &= 2,812 \text{ psia} \\
 P_i &= P_{\text{atm}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14,7 + 2,812 \\
 &= 17,51 \text{ psia} \\
 &= 2,816 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

G Menentukan tebal silinder (ts)

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{\text{Pi} \cdot di}{2(f \cdot E - 0,6 \text{Pi})} + C \\
 &= \frac{2,8161}{2 \times [(18750 \times 0,8) - (0,6 \times 2,816)]} \times \frac{23,0869}{16} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0022 + 0,0625 \\
 &= 0,0647 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{1,0347}{16} \approx \frac{3}{16}
 \end{aligned}$$

2 Standarisasi do

$$\begin{aligned}
 do &= di + 2 ts \\
 &= 277,0430 + \left(2 \times \frac{1}{16} \right) \\
 &= 277,1680 \text{ in} \\
 &= 23,09733249 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

2 Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

$$do = 20 = 6,1000 \text{ m}$$

$$icr = 1 \frac{1}{4}$$

$$r = 20,00$$

$$ts = 3/16$$

maka :

$$\begin{aligned}
 di_{\text{baru}} &= do - 2 ts \\
 &= 20 - (2 \times 0,0625) \\
 &= 19,875 \text{ ft} \\
 &= 6,0619 \text{ m} \\
 &= 238,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

H. menghitung tinggi silender (LS)

$$H = ha + Ls$$

dimana:

$$ha = 0,17 \times di$$

$$ha = 0,17 \times 19,8750$$

$$ha = 3,3589 \text{ in}$$

$$Ls = 1,5 di$$

$$Ls = 1,5 \times 19,8750$$

$$Ls = 29,8125 \text{ in}$$

$$H = ha + Ls$$

$$H = 3,3589 + 29,8125$$

$$H = 33,171 \text{ in} = 2,76428125 \text{ ft}$$

I. Menentukan tebal tutup atas /Standart dished head (tha)

$$tha = \frac{0,885 \times \text{Pi} \times di}{(fE - 0,1 \text{Pi})} + C$$

$$tha = \frac{0,885 \times 2,82 \times 19,875}{16} + 0,0625$$

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= 18750 \times 1 - 0,1 \times 2,82 \times 0,0023 \\
 t_{ha} &= \frac{49,53}{14999,72} + 0,063 \\
 t_{ha} &= 0,0033 + 0,063 \\
 t_{ha} &= 0,0658 \text{ in} \times \frac{16}{16} \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{1,05}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi	= Untuk menyimpan H ₂ SO ₄
Jumlah Tangki	= 2 Buah
Waktu Tinggal	= 7 Hari
Bahan Kontruksi	= Iron and steel
Volume tangki	= 6439,855996 ft ³
Diameter Dalam (di)	= 238,500 in = 6,0579 m
Diameter Luar (do)	= 277,168 in = 7,04007 m
Tekanan Disegen (pi)	= 2,816 psig
Tebal Silinder (ts)	= $\frac{3}{16}$ in
Tinggi silinder (Ls)	= 29,8125 in
Tinggi Tangki (H)	= 33,171375 in
Tebal Tutup Atas (tha)	= $\frac{1}{16}$ in
Tebal Tutup Atas (ha)	= 3,3589 in

2. Pompa Asam Sulfat (L-112)

Fungsi	: Mengalirkan larutan H ₂ SO ₄ dari tangki menuju ke heater
Tipe	: Pompa Sentrifugal
Bahan	: Commercial Steel SA 167 Grade 3 Type 304

Dasar Perencanaan :

Rate liquid	= 17821,698 kg/jam = 39290,1 lb/jam
μ Campuran	= 0,0033 lb/ft.s
ρ Campuran	= 35,794 lb/ft ³

A. Menghitung rate volumetrik

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate liquid}}{\rho \text{ Campuran}} \\
 &= \frac{39290,1 \text{ lb/jam}}{35,794 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1097,67 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,3049 \text{ ft}^3/\text{dk} = 136,853 \text{ gal/menit}
 \end{aligned}$$

B. Menghitung dimensi pipa

$$\text{ID Optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter and Timmerhauss; pers. 15; 496})$$

$$\begin{aligned}
 &= 3,9 \times (0,3049)^{0,45} \times (35,7942)^{0,13} \\
 &= 3,6386 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi ID} &= 2 \frac{1}{2} \text{ in sch 80} \\
 \text{Sehingga : OD} &= 2,8750 \text{ in} = 0,2396 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 2,469 \text{ in} = 0,2058 \text{ ft} \\
 \text{A} &= 0,0332 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

(Geankoplis; APP. A.5-1; 892)

C. Menentukan kecepatan aliran fluida (v)

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,3049 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0332 \text{ ft}^2} \\
 &= 9,1784 \text{ ft/dtk}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan bilangan Reynold (N_{Re})

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,2058 \times 9,1784 \times 35,794}{0,0033} \\
 &= 20716,28 > 2100 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Menggunakan bahan pipa yang terbuat dari Commercial Steel

Sehingga dari Geankoplis Grafik Fig. 2.10-3 hal 88 didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Equivalen roughness } (\epsilon) &= 4,6E-05 \text{ m} \\
 &= 0,0002 \text{ ft} \\
 \frac{\epsilon}{D} &= \frac{0,0002}{0,2058} \\
 &= 0,0007 \\
 f &= 0,0080 \text{ (Geankoplis; Fig. 2.10-3; 88)} \\
 \alpha &= 1
 \end{aligned}$$

E. Menentukan panjang pipa

Asumsi :

$$\begin{aligned}
 \text{- Panjang pipa lurus} &= 25 \text{ ft} \\
 \text{- elbow } 90^\circ &= 3 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 35 \\
 \text{L elbow} &= 35 \text{ ID} \\
 &= 35 \times 3 \times 0,2058 \text{ ft} \\
 &= 21,60 \text{ ft} \\
 \text{- Gate valave} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 9 \\
 \text{L elbow} &= 9 \text{ ID} \\
 &= 9 \times 1 \times 0,2058 \text{ ft} \\
 &= 1,8518 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{Globe valve} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 300 \\
 \text{L elbow} &= 300 \text{ ID} \\
 &= 300 \times 1 \times 0,2058 \text{ ft} \\
 &= 61,725 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Maka Total L panjang pipa :

$$\begin{aligned}
 \Delta L &= 25 + 21,604 + 1,8518 + 61,725 \\
 &= 110,181 \text{ ft} = 1322,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

a. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \\
 &= 4 \times 0,0080 \times \frac{110,18}{1,0000} \times \frac{(9,17842)^2}{2 \times 32,17} \\
 &= 4,6159 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

b. Sudden Kontraksi

Dikarenakan tangki sangat besar maka $A_1 = 0$

$$\begin{aligned}
 h_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 & \quad \text{(Geankoplis; Pers. 2.10-6; 93)} \\
 &= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{(9,1784)^2}{2 \times 1,0 \times 32,174} \\
 &= 0,7201 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

c. Sudden Ekspansi

$$\begin{aligned}
 h_c &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= (1 - 0) \times \frac{(9,178415564)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 1 \times 1,3092 \\
 &= 1,3092 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

d. Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 3 K_f \times \frac{v_2^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 3 \times 0,75 \times \frac{(9,1784)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 2,9457 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

e. Gate valve wide open, 1 buah

$$K_f = 0,17 \quad \text{(Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93)}$$

$$hf = Kf \frac{v^2}{2} = 0,17 \frac{9,1784^2}{2}$$

$$= 0,2226 \text{ lbf.ft/lbm}$$

f. Globe valve wide open, 1 buah

$$Kf = 6 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$hf = Kf \frac{v^2}{2 gc} = 6 \frac{9,1784^2}{2 gc}$$

$$= 7,8551 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = Ff + hc + he \times + hf$$

$$= 4,62 + 0,72 + 1,31 + 11,023$$

$$= 17,668 \text{ lbf.ft/lbm}$$

G. Menentukan daya pompa

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma F + Ws$$

(Geankoplis, Pers. 2.10-20 Hal 95)

$$\text{Direncanakan : } \Delta Z = 25 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/dtk} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampung})$$

$$v_2 = 9,1784 \text{ ft/dtk}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Sehingga,

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma F = - Ws$$

$$Ws = \frac{0}{35,79423} + 25 (1) + \left(\frac{9,1784}{2 \times 1 \times 32,174} \right)^2 + 17,6684$$

$$= 43,9776 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Dengan capacity} = 136,85 \text{ gal/menit}$$

Dari Fig. 14.36, Hal. 520, Petters & Timmerhause, didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 62 \% = 0,62$$

$$- Ws = - \eta Wp$$

$$43,9776 = - 0,62 Wp$$

$$Wp = 70,9317 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Mass flowrate } (m) = Q \times \rho$$

$$= 1097,7 \times 35,7942$$

$$= 39290,07 \text{ lbm/jam}$$

$$= 10,91 \text{ lbm/s}$$

$$\text{WHp} = Wp \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 70,932 \times 10,91 \times \frac{1}{550}$$

$$= 1,4075 \text{ Hp}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\
 &= \frac{1,40753}{0,62} \\
 &= 2,27 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.38, Hal. 521, *Petters & Timmerhause*, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi motor} &= 80 \% = 0,8 \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{2,27}{0,8} \\
 &= 2,8378 \text{ Hp} \approx 3,000 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

SPESIFIKASI ALAT :

- Fungsi = Untuk mengalirkan Asam sulfat menuju reaktor
- Tipe = Pompa Sentrifugal
- Bahan = Commercial Steel SA 167 Grade 3 Type 304
- Kapasitas = 136,85 gal/menit
- Efisiensi Pompa = 62 %
- Daya Pompa = 3 Hp
- Dimensi Pipa = NPS : 2
Sch : 40
OD : 2,8750 in
ID : 2,4690 in
A : 0,0332 ft²

3. Heater H₂SO₄ ()

Fungsi : Untuk memanaskan larutan asam sulfat sampai 127°C

Type : Double pipa heat exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (F = 0,001 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (ΔF = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2,5 psi

Kondisi operasi :

- massa bahan masuk (W) = 17822 kg/jam = 39289,716 lb/jam
- suhu bahan masuk (t₁) = 30 °C = 86 °F
- suhu bahan keluar (t₂) = 127 °C = 261 °F
- kebutuhan steam (m) = 1E+03 kg/jam
= 2815,235 lb/jam
- panas yang dibawa steam (Q = 6,59E+05 kkal/jam
= 2612173 btu/jam
- suhu steam masuk (T₁) = 130 °C = 266 °F

- suhu steam kondensat (T_2) = $130\text{ }^{\circ}\text{C} = 266\text{ }^{\circ}\text{F}$

Komponen	Massa (Kg/jam)	x_i (massa)	ρ (lb/ft ³)	$x_i \cdot \rho_i$
H ₂ SO ₄	17282,018	0,9697	2252,992	2184,7662
H ₂ O	539,6799	0,0303	1646,756	49,8674
Total	17821,698	1,0000	3899,75	2234,6336

$$\begin{aligned}\rho_{\text{campuran}} &= \frac{\sum x_i \cdot \rho_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{2234,6}{1,0000} = 2234,63 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Kern, Tabel 15 Halaman 824

Komponen	Massa (Kg/jam)	x_i (massa)	μ (centipoises)	$x_i \cdot \mu_i$
H ₂ SO ₄	17282,018	0,9697	5,0E+00	4,8486
H ₂ O	539,6799	0,0303	2,4E-01	0,0071
Total	17821,698	1,0000	5,2361	4,8558

$$\begin{aligned}\mu_{\text{campuran}} &= \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{4,8558}{1,0000} = 4,856 \text{ cp} \\ &= 11,747 \text{ lb/ft.hr} \\ &= 0,0033 \text{ lb/ft/s}\end{aligned}$$

Perhitungan :

a. Menghitung Δt

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = [266 - 261] = 5\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = [266 - 86] = 180\text{ }^{\circ}\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{5 - 180}{\ln \frac{5}{180,0}} = \frac{-175}{-3,51} = 50\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \Delta T_{LMTD} = 1 \times 49,7924 = 49,7924\text{ }^{\circ}\text{F}$$

b. Menghitung Suhu Kalorik (T_c dan t_c)

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 266\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 173\text{ }^{\circ}\text{F}$$

c. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : $2 \times 1\frac{1}{4}$ " IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. dari tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 "kern", didapatkan :

-> **Bagian annulus**

$$a_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,0203 \text{ ft}^2$$

$$d_e = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$d_i = 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

-> **Bagian Pipa (Steam)**

$$\begin{aligned}
 a'' &= 1,57 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 d_i &= 2,07 \text{ in} = 0,1725 \text{ ft} \\
 d_o &= 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft} \\
 a_p &= 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Anulus (Bahan)	Bagian Pipa (steam)
1. Menghitung NRe $G_{ar} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{39289,716 \text{ lb/jam}}{0,0203 \text{ ft}^2}$ $= 1930962,2 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = 4,8558 \text{ centipoises}$ $= 11,75095 \text{ lb/ft.j}$ $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{1930962,2 \times 2,3800}{11,751 \times 2,42}$ $= 161607,8867$	1'. Menghitung Nre pipa $G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{2815 \text{ lb/jam}}{0,0233 \text{ ft}^2}$ $= 121013,1 \text{ lb/jam.ft}^2$ (fig.14 "Kern", hal.823) $\mu = 0,140 \text{ (Pada suhu } T_c)$ $Nre_p = \frac{G_p \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{121013 \times 0,1725}{0,140 \times 2,42}$ $= 61613,8$
2. JH = 300 (fig.28 "Kern" hal 838)	2' JH = -
3. Menghitung harga koefisien film $CP = 0,3500 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ (Tabel 5 "Kern", hal.800) $k = 0,210 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$ $k (Cp \cdot \mu/k)^{1/3} = 0,5661$ $ho/\phi_s = 984,446$ $tw = 136,5682 \text{ }^\circ\text{F}$ (fig.3 "Kern", hal.825) $\mu_w = 4,8558 \text{ cP}$ (μ Pada suhu tw) $\phi_s = 1$ $ho = 984,4462 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F}$	3' Harga koefisien film perpindahan panas $h_{ic} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F}$

d. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{ho \times h_{io}}{ho + h_{io}} \\
 &= \frac{984,4462 \times 1500}{984,4462 + 1500} \\
 &= 594,37 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

e. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

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

$$0,0010 = \frac{594,37 - U_D}{594,37 \times U_D}$$

$$0,0006 = \frac{594,37 - U_D}{594,01 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}}$$

$$U_D = 594,01 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{2612172,8331}{594,013 \times 50} = 88,3 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{88}{1,5700} = 56,3 \text{ ft}$$

f. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n _{pake}	L _{baru}	A _{baru}	UD _{baru}	Rd _{baru}	Rd _{over desain}
12	3,7	2	48	75,3600	0,007	133,66	133663,3
15	2,9	2	60	94,2000	0,006	167,08	167079,7
20	2,2	1	40	62,8000	0,009	111,39	111385,6

Jadi, diambil : over desain yang terkecil = 111385,602

L = 20 ft

n = 1 buah

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus	Bagian Pipa
1. Menghitung Nre dan friksi $N_{re} = 161607,887$ (fig.26 "Kern", hal.839) $f_{\text{tabel}} = 0,0002$ $f = 0,0019$	1'. Menghitung Nre $N_{re} = 61613,799$ (fig.26 "Kern", hal.836) $f_{\text{tabel}} = 0,0002$ $f = 0,0027$
2. Mencari ΔP karena panjang pipa $\rho = 2234,6 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ $= 0,0715 \text{ psi}$ (fig.27 "Kern", hal.837)	2'. Menghitung ΔP pipa $\rho = 1,237 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144}$ $= 0,1252632 \text{ psi}$
3. $V = \frac{G}{3600 \cdot \rho} = \frac{1930962}{3600 \cdot 2235}$ $= 0,24$ $= 0,013 \text{ psi}$	$\Delta P_p < \Delta P$ tetapan (memenuhi)
$\Delta P_n = n \cdot V$	

= 0,0135 psi
3. Mencari ΔP total pada pipa anulus
$\Delta P_{an} = \Delta P_j + \Delta P_n$
= 0,0849 psi
$\Delta P_{an} < \Delta P$ tetapan (memenuhi)

Spesifikasi Heater

Fungsi	: Untuk memanaskan gas Asam sulfat yang menuju reaktor
Tipe	: Double Pipe Heat Exchanger
Bahan konstruksi	: Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	: 17821,698 kg/jam = 39289,716 lb/jam
Rate steam	: 2815,2 kg/jam = 6206,4664 lb/jam
Jumlah hair pin	: 1 buah
Diameter luar pipa	: 0,6200 in = 0,0517 ft
Diameter dalam pipa	: 2,0700 in = 0,1725 ft
Panjang	: 20 ft
Jumlah	: 1 buah

4. Storage Etanol

Fungsi : untuk menyimpan Etanol

Direncanakan

Bahan Konsentrasi	= iron and stel
Allowable Stress (f)	= 18750
Tipe pengelasan	= Doble welded but join ,E = 0,8
Faktor korosi (c)	= "1/16 in = 0,0625
waktu tinggal (q)	= 7 hari = 168 jam
volume fluida	= 80 % storage
jumlah tangki	= 1 buah

Dasar perancangan

Kondisi oprasi

Suhu oprasi	= 30 °C = 303,15 K
Tekanan oprasi	= 1 atm = 14,7 psia = 14,7 psig

Komponen	Massa	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.pi
	(Kg/jam)			
C ₂ H ₆ OH	12817,398	0,9500	49,276	46,8122
H ₂ O	674,5999	0,0500	26,378	1,3189

Total	13491,998	1,0000	75,65	48,1311
-------	-----------	--------	-------	---------

$$\rho \text{ Campuran} = \frac{\sum \rho \cdot x_i}{\sum x_i}$$

$$= \frac{48,1311}{1,0000} = 48,13108 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{rate etanol masuk (m)} = 13491,9980 = 29744,7285 \text{ lb/jam}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb/jam)	μ (cP)	x_i	$\mu \cdot x_i$
C ₂ H ₆ O	12817,3981	28257,4921	1,1E+00	0,7192	1
H ₂ O	674,5999	1487,2364	2,4E-01	0,0379	0,0089
Total	13491,9980	29744,7285	1,3361	1	0,80

$$\mu \text{ Campuran} = \frac{\sum \mu \cdot x_i}{\sum x_i}$$

$$= \frac{0,8001}{0,7571} = 1,0568 \text{ cP}$$

$$= 2,5565 \text{ lb/ft.hr}$$

$$= 0,00071 \text{ lb/ft.s}$$

Perhitungan

A. menghitung volume tangki

$$\text{Reet volumetrik C}_2\text{H}_6\text{O} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{29744,72852 \text{ lb/jam}}{48,13108066 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= \mathbf{617,9941965 \text{ ft}^3/\text{jam}}$$

$$\text{Menghitung volume tangki}$$

$$\text{volume liquida} = \frac{m}{\rho} \times q = \frac{617,9941965}{48,1311} \times 168$$

$$= \mathbf{2157,09 \text{ ft}^3}$$

$$\text{volume ruang kosong} = 20\% \text{ volume tangki} = \text{liquid mengisi tota}$$

$$\text{volume total} = \frac{100}{80} \times 2157,089008$$

$$= \mathbf{2696,36126 \text{ ft}^3}$$

B. menentukan dimensi tangki

$$\text{asumsi LS} = 1,5$$

$$\text{V silinder} = \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 \text{ Ls}$$

$$\text{V dished} = 0,0847$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas}$$

$$2696,36126 = \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 \text{ Ls} + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$= \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 \times 1,5 + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\quad}{4} \\
 &= 1,1775 \quad + \quad 0,0847 \\
 \text{jumlah tangki} &= 1 \text{ buah, jadi volume pertangki adalah} \quad 2696,36126 \quad \text{ft}^3 \\
 \mathbf{2696,36126} &= 1,2622 \quad \text{d}^3 \\
 &= 12,8790343 \quad \text{ft} \\
 &= \mathbf{154,548412} \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

C. menghitung tinggi liquid

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Liquida (Li)} &= \frac{\text{Volume Liquida}}{\pi/4 \text{ di}^2} \\
 &= \frac{2157,089008}{3,14/4 \times 165,8695} \\
 &= \frac{2157,089008}{130,2075774} \\
 &= 16,56653976 \quad \text{ft} \\
 &= \mathbf{25885,0681} \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

D. menghitung diameter tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi : } L_s &= 1,5 \quad \text{di} \\
 V_{\text{total}} &= V_{\text{spherical}} \\
 2696,361260 &= 3,140 \quad \text{di}^3/6 \\
 \text{di}^3/6 &= 858,7138 \\
 \text{di}^3 &= 5152,28266 \\
 \text{di} &= 17,2716261 \quad \text{ft} \\
 &= 207,25951 \quad \text{in} \\
 &= 5,2643916 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

E. menghitung tinggi likuida

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquida}} &= V_{\text{liquida dalam silinder}} \\
 V_{\text{liquida}} &= \left[\frac{\pi}{4} \times \text{di}^2 \times L_s \right] \\
 2157,089 &= \frac{\pi}{4} \times 17,272^2 \times L_s \\
 &= \frac{2157,089008}{3,14/4 \times 298,30907} \\
 &= \frac{2157,089008}{234,1726} \\
 &= 9,211533905 \quad \text{ft} \\
 &= 110,5384069 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

F. menentukan tekanan design

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik (ph)} &= \frac{\rho \times (H-1)}{144} \quad (\text{Brownell \& Young pers 3,17 hal 4}) \\
 &= \frac{48,1 \quad \text{lb/ft}^3 \times 9,212 \quad \text{ft} - 1}{144} \\
 &= 2,745 \quad \text{psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{atm}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14,7 + 2,745 \\
 &= 17,44 \text{ psia} \\
 &= 2,75 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

2 G Menentukan tebal silinder (ts)

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6P_i)} + C \\
 &= \frac{2,7487 \times 17,2716}{2 \times [(18750 \times 0,8) - (0,6 \times 2,749)]} + \frac{1}{16} \\
 &= \frac{0,001583 + 0,0625}{0,0641} \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{1,0253}{16} \approx \frac{2}{16}
 \end{aligned}$$

2 Standarisasi do

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 \cdot ts \\
 &= 207,2595 + \left(2 \times \frac{1}{16} \right) \\
 &= 207,3845 \text{ in} \\
 &= 17,2820427 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

2 Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

$$d_o = 16 = 4,8800 \text{ m}$$

$$i_c = 1$$

$$r = 15,00$$

$$ts = 3/16$$

maka :

$$\begin{aligned}
 d_{i \text{ baru}} &= d_o - 2 \cdot ts \\
 &= 16 - (2 \times 0,0625) \\
 &= 15,875 \text{ ft} \\
 &= 4,8419 \text{ m} \\
 &= 190,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

H. menghitung tinggi silender (LS)

$$H = h_a + L_s$$

dimana:

$$h_a = 0,17 \times d_i$$

$$h_a = 0,17 \times 15,8750$$

$$h_a = 2,6829 \text{ in}$$

$$L_s = 1,5 \cdot d_i$$

$$L_s = 1,5 \times 15,8750$$

$$L_s = 23,813 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 H &= h_a + L_s \\
 H &= 2,6829 + 23,8125 \\
 H &= 26,495 \text{ in} = 2,207947917 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup atas /Standart dished head (tha)

$$\begin{aligned}
 \text{tha} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times d_i}{(fE - 0,1 \text{ Pi})} + C \\
 \text{tha} &= \frac{0,885 \times 2,75 \times 15,875}{18750 \times 1 - 0,1 \times 2,75} + 0,06 \\
 \text{tha} &= \frac{38,62}{14999,73} + 0,063 \\
 \text{th}\epsilon &= 0,0026 + 0,063 \\
 \text{th}\epsilon &= 0,0651 \text{ in} \times \frac{16}{16} \text{ in} \\
 \text{th}\epsilon &= \frac{1,04}{16} \approx \frac{2}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi	=	Untuk menyimpan Etanol
Jumlah Tangki	=	1
Waktu Tinggal	=	7 Hari
Bahan Kontruksi	=	Iron and steel
Volume tangki	=	2696,36126 ft ³
Diameter Dalam (di)	=	190,500 in = 4,8387 m
Diameter Luar (do)	=	207,385 in = 5,26757 m
Tekanan Disegen (pi)	=	2,749 psig
Tebal Silinder (ts)	=	$\frac{2}{16}$ in
Tinggi silinder (Ls)	=	23,8125 in
Tinggi Tangki (H)	=	26,495375 in
Tebal Tutup Atas (tha)	=	$\frac{2}{16}$ in
Tebal Tutup Atas (ha)	=	2,6829 in

5. Pompa etanol (L-112)

Fungsi : Mengalirkan larutan etanol dari tangki menuju ke vaporizer
 Tipe : Pompa Sentrifugal
 Bahan : Commercial Steel SA 167 Grade 3 Type 304

Dasar Perencanaan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate liquid} &= 13491,998 \text{ kg/jam} = 29744,7 \text{ lb/jam} \\
 \mu \text{ Campuran} &= 0,0007 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 2,557 \text{ lb/ft.jam} \\
 \rho \text{ Campuran} &= 48,1310807 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

A. Menghitung rate volumetrik

$$\text{Rate Volumetrik (Q)} = \frac{\text{Rate liquid}}{\rho \text{ Campuran}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{29744,7 \text{ lb/jam}}{48,131 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 617,994 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,1717 \text{ ft}^3/\text{dtk} = 77,05 \text{ gal/menit}
 \end{aligned}$$

B. Menghitung dimensi pipa

$$\begin{aligned}
 \text{ID Optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter and Timmerhaus; pers. 15; 496}) \\
 &= 3,9 \times (0,1717)^{0,45} \times (48,131)^{0,13} \\
 &= 2,9200 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi ID} &= 2 \text{ in sch 80} \\
 \text{Sehingga : OD} &= 2,3750 \text{ in} = 0,1979 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft} \\
 A &= 0,0233 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

(Geankoplis; APP. A.5-1; 892)

C. Menentukan kecepatan aliran fluida (v)

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,1717 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0233 \text{ ft}^2} \\
 &= 7,3676 \text{ ft/dtk}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan bilangan Reynold (N_{Re})

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,1723 \times 7,3676 \times 48,131}{0,0007} \\
 &= 86013,06 > 2100 \quad (\text{aliran turbulen})
 \end{aligned}$$

Menggunakan bahan pipa yang terbuat dari Commercial Steel

Sehingga dari Geankoplis Grafik Fig. 2.10-3 hal 88 didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Equivalen rougness } (\epsilon) &= 4,6E-05 \text{ m} \\
 &= 0,0002 \text{ ft} \\
 \frac{\epsilon}{D} &= \frac{0,0002}{0,1723} \\
 &= 0,0009 \\
 f &= 0,0045 \quad (\text{Geankoplis; Fig. 2.10-3; 88}) \\
 \alpha &= 1
 \end{aligned}$$

E. Menentukan panjang pipa

Asumsi :

$$\begin{aligned}
 - \text{ Panjang pipa lurus} &= 80 \text{ ft} \\
 - \text{ elbow } 90^\circ &= 3 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 35 \\
 \text{L elbow} &= 35 \text{ ID}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 35 \times 3 \times 0,1723 \text{ ft} \\
 &= 18,09 \text{ ft} \\
 \text{- Gate valave} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 9 \\
 \text{L elbow} &= 9 \text{ ID} \\
 &= 9 \times 1 \times 0,1723 \text{ ft} \\
 &= 1,5503 \text{ ft} \\
 \text{- Globe valve} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 300 \\
 \text{L elbow} &= 300 \text{ ID} \\
 &= 300 \times 1 \times 0,1723 \text{ ft} \\
 &= 51,675 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Maka TotalL panjang pipa :

$$\begin{aligned}
 \Delta L &= 80 + 18,086 + 1,5503 + 51,675 \\
 &= 151,312 \text{ ft} = 1815,74 \text{ in}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

a. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \\
 &= 4 \times 0,0045 \times \frac{151,31}{1,0000} \times \left(\frac{7,3676}{2 \times 32,17} \right)^2 \\
 &= 2,2975 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

b. Sudden Kontraksi

Dikarenakan tangki sangat besar maka $A_1 = 0$

$$\begin{aligned}
 hc &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 & \quad \text{(Geankoplis; Pers. 2.10-6; 93)} \\
 &= 0,55 \times (1 - 0) \times \left(\frac{7,3676}{2 \times 1,0 \times 32,174} \right)^2 \\
 &= 0,4640 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

c. Sudden Ekspansi

$$\begin{aligned}
 hc &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= (1 - 0) \times \left(\frac{7,36759891}{2 \times 1 \times 32,174} \right)^2 \\
 &= 1 \times 0,8436 \\
 &= 0,8436 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

d. Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned}
 hf &= 3 K_f \times \frac{v_2^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 3 \times 0,75 \times \left(\frac{7,3676}{2 \times 1 \times 32,174} \right)^2 \\
 &= 1,8980 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

e. Gate valve wide open, 1 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$hf = K_f \frac{v^2}{2} = 0,17 \frac{7,3676^2}{2}$$

$$= 0,1434 \text{ lbf.ft/lbm}$$

f. Globe valve wide open, 1 buah

$$K_f = 6 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$hf = K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 6 \frac{7,3676^2}{2 g_c}$$

$$= 5,0614 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } (\Sigma F) &= F_f + h_c + h_e + hf \\
 &= 2,30 + 0,46 + 0,84 + 7,1028 \\
 &= 10,708 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

G. Menentukan daya pompa

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F + W_s \quad (\text{Geankoplis, Pers. 2.10-20 Hal 95})$$

$$\text{Direncanakan : } \Delta Z = 25 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/dtk} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampung})$$

$$v_2 = 7,3676 \text{ ft/dtk}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F &= - W_s \\
 W_s &= \frac{0}{2,556518} + 25 \left(\frac{1}{2} \right) + \left(\frac{7,3676}{2 \times 1 \times 32,174} \right)^2 + 10,7078 \\
 &= 36,5514 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dengan capacity} = 77,049 \text{ gal/menit}$$

Dari Fig. 14.36, Hal. 520, Petters & Timmerhause, didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 62 \% = 0,62$$

$$- W_s = - \eta W_p$$

$$36,5514 = - 0,62 W_p$$

$$W_p = 58,9539 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mass flowrate (m)} &= Q \times \rho \\
 &= 617,99 \times 2,55652 \\
 &= 1579,91 \text{ lbm/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{WHP} &= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 &= 58,954 \times 0,4389 \times \frac{1}{550} \\
 &= 0,0470 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\
 &= \frac{0,04704}{0,62} \\
 &= 0,076 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

1 Dari Fig. 14.38, Hal. 521, *Petters & Timmerhause*, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi motor} &= 80 \% = 0,8 \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,076}{0,8} \\
 &= 0,0948 \text{ Hp} \approx 1,000 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

SPESIFIKASI ALAT :

- Fungsi = Untuk mengalirkan etanol menuju vaporizer
- Tipe = Pompa Sentrifugal
- Bahan = Commercial Steel SA 167 Grade 3 Type 304
- Kapasitas = 77,049 gal/menit
- Efisiensi Pompa = 62 %
- Daya Pompa = 1 Hp
- Dimensi Pipa = NPS : 2
Sch : 40
OD : 2,3750 in
ID : 2,0670 in
A : 0,0233 ft²

6. Vaporizer (V-116)

- Fungsi : Untuk menguapkan Etanol liquid menjadi vapor
- Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,001 jam.ft².°F/Btu
- Δp maksimum aliran = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2,5 psi

Dasar perencanaan :

- Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:
- Massa bahan masuk = 10.253,92 kg/jam

- = 22.605,79 Ib/jam
- Suhu bahan masuk (t_1) = 30 °C = 86,00 °F = 303,15 K
- Suhu bahan keluar (t_2) = 127 °C = 261 °F = 400,15 K
- Kebutuhan steam (m) = 6,E+02 kg/jam
- = 1,E+03 Ib/jam
- Panas yang dibawa steam = 515,8 kkal/jam
- = 2.046 btu/jam
- Steam masuk pada suhu(T_1) = 130 °C = 266 °F = 403,15 K
- Steam keluar pada suhu (T_2) = 130 °C = 266 °F = 403,15 K
- Digunakan pipa ukuran 3/4 in OD, BWG 16, L = 12 ft, $P_T = 1$ in
- Shell side : Etanol
- Tube side : Steam
- Susunan tube segitiga (triangular pitch)

Perhitungan :

A. Menghitung ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= T_1 - t_2 = 266 \text{ } ^\circ\text{F} - 261 \text{ } ^\circ\text{F} = 5 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta t_2 &= T_2 - t_1 = 266 \text{ } ^\circ\text{F} - 86,00 \text{ } ^\circ\text{F} = 180 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2} \quad (\text{Kern, Pers.5.14 Hal.89}) \\ &= \frac{5 - 180,00}{\ln(5 / 180,00)} \\ &= 49,7924 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

B. Menghitung Suhu Kalorik (T_c dan t_c)

$$\begin{aligned}T_c &= (T_1 + T_2) / 2 = 266 \text{ } ^\circ\text{F} = 130 \text{ } ^\circ\text{C} = 403,15 \text{ K} \\ t_c &= (t_1 + t_2) / 2 = 173 \text{ } ^\circ\text{F} = 78,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 351,65 \text{ K}\end{aligned}$$

C. Trial U_D

Dari Kern hal 840 tabel 8 diperoleh:

$$\text{Range } U_D = 10-40 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dicoba } U_D = 10 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\text{Dari App.B didapatkan } Q &= 516 \text{ kkal/jam} \\ &= 20469 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{20469,1428}{10 \times 49,7924} = 421 \text{ ft}^2$$

dengan,

$$d_{o \text{ tube}} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

Dari Kern, tabel 10, hal. 843, diperoleh harga $a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$Nt = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{421,0895}{0,1963 \times 12} = 179 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9, hal. 842, diperoleh :

$$ID_s = 12 \text{ in}$$

$$n = 1$$

$$N_t = 109$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{179}{109} \times 10 = 16,4000969 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$d_e = 2 \text{ in}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 2-4

Bagian Tube	Bagian Shell
$d_o = 3/4 \text{ in, 16 BWG}$	$ID_s = 12,0 \text{ in} = 1 \text{ ft}$
$L = 12 \text{ ft}$	$n' = 2$
$N_t = 109$	$B = 4 \text{ in} = 0,333 \text{ ft}$
Susunan segitiga, $n = 4$	$d_e = 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft}$
$d_i = 1,0000 \text{ in} = 0,083 \text{ ft}$	$C' = 1 - 3/4 = 1/4$
$a' = 0,2680 \text{ in}^2 = 0,022 \text{ ft}^2$	
$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$	
$P_t = 1 \text{ in}$	

Evaluasi Perpindahan Panas	
Hot fluid: tube, Steam	Cold fluid: shell, Etanol
<p>1. Menghitung NRe</p> $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{109 \times 0,268}{4 \times 144}$ $= 0,0507 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{m}{a_t}$ $= \frac{10253,918 \text{ lb/jam}}{0,0507 \text{ ft}^2}$ $= 202185,99 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada $T_c = 266 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\mu = 0,571178 \text{ lb/ft.s}$ $= 2056,240 \text{ lb/ft.jam}$ $d_i = 1,00 \text{ in}$ $= 0,083 \text{ ft}$ $N_{re} = \frac{G_t \times d_i}{\mu^{*2,42}}$ $= \frac{202186,0 \times 1,00}{\mu^{*2,42}}$	<p><i>Preheating:</i></p> <p>1'. Menghitung NRe</p> $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times P_t \times 144}$ $= \frac{12 \times 0,25 \times 4}{2 \times 1 \times 144}$ $= 0,04167 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{M}{a_s}$ $= \frac{22605,789 \text{ lb/jam}}{0,0417 \text{ ft}^2}$ $= 542538,9264 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada $t_c = 173 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\mu = 2,55652 \text{ lb/ft.s}$ $= 9203,47 \text{ lb/ft.jam}$ $d_e = 2,00 \text{ in}$ $= 0,17 \text{ ft}$ $N_{re_s} = \frac{G_{an} \times d_e}{\mu^{*2,42}}$ $= \frac{542538,9264 \times 0,17}{\mu^{*2,42}}$

$= \frac{0,571178}{146273,1}$ <p>2. $J_H = -$ (steam)</p> <p>3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas untuk steam didapatkan: $h_{io} = 1500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^{\circ}\text{F}$</p>	$= \frac{2,5565}{14615,5568}$ <p>2'. Menghitung faktor panas (J_H) Dari Kern, Fig. 28 Hal.838 didapatkan: $J_H = 47$</p> <p>3'. Menghitung harga koefisien film Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan: $k = 0,114 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$ Dari Kern, Fig.2 hal.804 didapatkan: $C_p = 0,645 \text{ Btu/lb} \cdot \text{°F}$ maka, $k (C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 4,2570$ $h_o / \phi_s = 1200,48$ $t_w = 215 \text{ °F}$ dimana μ Pada suhu t_w didapatkan: $\mu_w = 9850,1 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$ $\mu / \mu_w = 0,934$ Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan: $\phi_s = 0,99$ sehingga, $h_o = 135,6 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^{2\circ}\text{F}$</p>
--	---

Clean overall coefficient untuk preheating U_p :

$$U_p = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 135,6}{1500 + 135,6} = 124,325 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^{\circ}\text{F}$$

Dirt factor :

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{124,3246377 - 16,4}{124,3246377 \times 16,4} = 0,0529 \text{ jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

Karena harga R_d hitung $>$ R_d tetapan, maka rancangan HE memenuhi.

Evaluasi ΔP	
Hot fluid: tube, Steam	Cold fluid: shell, etanol
<p>1. Pada $NRe_t = 146273,0750$ Dari Kern, fig. 26 hal.836, diperoleh: $f = 0,0010$</p> <p>Dari steam tabel, untuk kondisi :</p>	<p><i>Preheating:</i></p> <p>1'. Pada $Nres = 14615,5568$ Dari Kern, fig. 29 hal.839, diperoleh: $f = 0,002$</p>

<p>saturated steam $T = 266 \text{ } ^\circ\text{F}$ $s = 2$</p> <p>2. ΔP karena panjang pipa :</p> $\Delta P_l = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0,00100 \times 202186^2 \times 12 \times 4}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} : 0,083 \times 2,00 \times 1}$ $= 0,22769 \text{ psi}$ <p>ΔP karena tube passes Dari Kern, fig. 27 hal.837, diperoleh:</p> $\left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 0,014 \text{ , sehingga}$ $\Delta P_n = \frac{4n \left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}}{sg \left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}}$ $= \frac{4 \times 4 \times 0,014000}{2,0000}$ $= 0,112 \text{ psi}$ <p>sehingga, $\Delta P_t \text{ total} = 0,22769 + 0,112$ $= 0,3 \text{ psi} < 2,5 \text{ psi}$ <i>desain memenuhi</i></p>	<p>2. Menghitung harga (N+1) $(N+1) = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 12}{4}$ $= 36$ Karena passes maka $N+1 = 2 \times 36 =$ Maka = 72 buah Dari Kern, Tabel 6 hal.808, diperoleh: $sg = 46,1$ $de = 0,17$</p> <p>3. $\Delta P_s = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot ID_s \cdot (N+1) \times}{5,22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0,002 \times 542538,9^2 \times 12 \times 72}{5,22 \times 10^{10} \times 0,17 \times 46 \times 0,990539}$ $= 1,28031 \text{ psi}$ $\Delta P_s = 1,28031 \text{ psi}$ maka $1,28031 < 10 \text{ psi}$ <i>memenuhi syarat</i></p>
--	--

SPESIFIKASI ALAT VAPORIZER :

Fungsi = Menguapkan etanol dari tangki etanol
 Type = Shell and tube Heat Exchanger
 bahan konstruksi = Iron dan steel

Tube side

- OD = 3/4
- BWG = 16
- L = 12 ft
- Pt = 1
- ID = 0,083 ft
- a' = 0,2680 in²
- a" = 0,1963 in²
- n = 1

shell side

- ID_s = 12,0
- Baffle spacing = 4
- Passes = 2 in
- Jumlah = 1

20. Cooler (E-117)

Fungsi : Mendinginkan produk bawah dari reaktor

Tipe : *Shell and Tube*

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,00 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimum (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum aliran air pendingin = 2,5 psi
- Digunakan pipa ukuran 1 in OD, BWG 12, L = 20 ft, P_T = 1,25 in
- susunan segitiga (triangular)

Kondisi operasi :

- Massa bahan masuk (W) = 20293,1256 kg/jam
= 44738,631 lb/jam
- Suhu bahan masuk (T₁) = 127,00 °C = 260,60 °F = 400,15 K
- Suhu bahan keluar (T₂) = 31,00 °C = 87,80 °F = 304,15 K
- Kebutuhan air pendingin (m) = 26593,7576 kg/jam
= 58629,130 lb/jam
- Panas yang diserap (Q) = 226005,008 Kkal/jam
= 896261,3 Btu/jam
- Suhu pendingin masuk (t₁) = 30 °C = 86 °F
- Suhu pendingin keluar (t₂) = 55 °C = 131 °F

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)	ρxi
H ₂ O	539,6799	0,0266	982,405	61,3296	1,631
C ₂ H ₆ SO ₄	11112,437	0,5476	1400,894	87,4550	47,890
H ₂ SO ₄	8641,0092	0,4258	1578,062	98,5153	41,9487
Total	20293,126	1,0000	2978,956	185,9703	91,470

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{91,4698}{1,0000} = 91,470 \text{ lb/ft}^3 = 1465,158 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ
H ₂ O	539,680	0,027	0,750	0,020
C ₂ H ₆ SO ₄	11112,437	0,548	1,333	0,730
H ₂ SO ₄	8641,009	0,426	12,096	5,150
Total	20293,126	1,000	14,179	5,900

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \mu_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{5,9003}{1,0000} = 5,9003 \text{ lb/ft.s} = 21240,980 \text{ lb/ft.jam}$$

Menentukan C_p

(Yaws and Carl Heat Capacity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	Cp (Joule/kg.K)	Cp (Btu/lb.°F)	Cp .xi
H ₂ O	539,680	0,027	90,335	0,022	0,001

C ₂ H ₆ SO ₄	11112,437	0,548	54,351	0,013	0,007
H ₂ SO ₄	8641,009	0,426	49,935	0,012	0,005
Total	20293,126	1,000	104,287	0,025	0,013

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \cdot C_{p_i}}{\sum x_i} \\ &= \frac{0,0128}{1,0000} = 0,0128 \quad \text{Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(Yaws and Carl Thermal Conductivity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	x _i (massa)	k (W/mK)	k (Btu/jam.ft ² .°)	k.x _i
H ₂ O	539,680	0,027	0,668	0,386	0,010
C ₂ H ₆ SO ₄	11112,437	0,548	0,035	0,020	0,011
H ₂ SO ₄	8641,009	0,426	0,375	0,217	0,092
Total	20293,126	1,000	1,078	0,623	0,114

$$\begin{aligned} k \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \cdot k_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{0,1135}{1,0000} = 0,1135 \quad \text{Btu/jam/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft} \end{aligned}$$

Perhitungan :**A. Menghitung Δt**

$$\Delta_{t1} = T_1 - t_2 = 130 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\Delta_{t2} = T_2 - t_1 = 2 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta_{t1} - \Delta_{t2}}{\ln \frac{\Delta_{t1}}{\Delta_{t2}}} = \frac{130 - 2}{\ln \frac{130}{2}} = \frac{127,8}{4,27667} \quad ^\circ\text{F} \\ &= 29,8831 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{261 - 88}{131 - 86} = 3,8 \quad ^\circ\text{F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{131 - 86,0}{261 - 86,0} = 0,1 \quad ^\circ\text{F}$$

Dari Kern fig.21, hal.831 didapatkan harga Ft yang cocok adalah :

$$F_t = 0,94 \quad (\text{dipilih tipe HE : 1-2})$$

Jadi :

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 0,94 \times 29,883 \\ &= 28,090 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

B. Menghitung suhu kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{260,60 + 87,80}{2} = 174,200 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{86,0 + 131,0}{2} = 108,50 \quad ^\circ\text{F}$$

C. Trial UD

Dari tabel 8 "Kern" hal. 840, range U_D (light organic) = 40-100 Btu/jam.ft².°F

Dicoba $UD = 50$ Btu/jam.ft².°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t}$$

$$= \frac{896261,2791}{50 \times 28,0901}$$

$$= 638,1331 \text{ ft}^2$$

dengan

$$d_{o \text{ tube}} = 1,00$$

$$BWG = 12$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$Pt = 1,25 \text{ in}$$

Dari Kern, tabel 10 hal 843, sehingga diperoleh harga $a'' = 0,2618 \text{ ft}^2$

$$N_t = \frac{A}{a'' L}$$

$$= \frac{638,1331}{0,2618 \times 20}$$

$$= 121,874 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9 Hal 842, diperoleh

$$ID_s = 12 \text{ in}$$

$$n = 2$$

$$N_t = 82 \text{ buah}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{121,8742}{82} \times 50$$

$$= 74,3135 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$de = 5,2 \text{ in}$$

D. Trial ukuran SHE

Type HE 1-2	
Bagian Shell	Bagian Tube
$ID_s = 12,00 \text{ in}$	$do = 1,00 \text{ in}$ BWG = 12
$n' = 1$	$L = 20 \text{ ft}$ $N_t = 82$
$B = 2,40 \text{ in}$	Susunan segitiga, $n = 2$
$Pt = 1,25 \text{ in}$	$a' = 0,4790 \text{ in}^2$
$de = 5,2 \text{ in}$	$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$
$di = 0,43 \text{ ft}$	$di = 0,7820 \text{ in}$
$C'' = 0,25$	$= 0,0652 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bahan)	Bagian Tube (Air Pendingin)
1. Menghitung N_{Re} $a_s = \frac{ID_s \times C \times B}{...}$	1'. Menghitung N_{Re} $a_t = N_t \times a'$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{n \times Pt \times 144}{1 \times 1,25 \times 144} \\
 &= 0,0400 \\
 G_s &= \frac{W}{a_s} \\
 &= \frac{44738,6306}{0,0400} \\
 &= 1118465,7648 \text{ lb/jam.ft}^2 \\
 \mu &= 5,9003 \text{ cP} \\
 &= 21241,0 \text{ lb/ft.jam} \\
 Nre_s &= \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42} \\
 &= 22,8176
 \end{aligned}$$

2. Mencari faktor panas (J_H)

$$J_H = -$$

3. Menghitung harga koefisien film

trial h_o maksimal 300 Btu/jam.ft².°F

$$\begin{aligned}
 \text{trial } h_o &= 150 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \\
 tw &= tc + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (tc - T_c) \\
 &= 109 + \frac{150}{150 + 225,2} - 66 \\
 &= 82,23513 \text{ °F}
 \end{aligned}$$

$$\Delta t = tc - tw = 26,3 \text{ °F}$$

Dari Kern, fig.15.11 hal.474 didapatkan:

$$h_s = 30 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{°F}$$

$$h_v = 62 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{°F}$$

Dari App. B didapatkan:

$$Q_1 = 705170,8337 \text{ kkal/jam}$$

$$= 2796521,39 \text{ btu/jam}$$

$$Q_2 = 226005,0078 \text{ kkal/jam}$$

$$= 896276,2046 \text{ btu/jam}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= \frac{Q}{\frac{Q_1}{h_s} + \frac{Q_2}{h_v}} \\
 &= \frac{3692797,595}{\frac{2.796.521}{30} + \frac{896.276}{62}} \\
 &= 342,9627
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{n \times 144}{2 \times 144} \\
 &= 0,1364 \\
 G_t &= \frac{m}{at} \\
 &= \frac{58629,130}{0,1364} \\
 &= 429889,2352 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

(fig.14 "Kern", hal.823)

$$\mu = 0,4500 \text{ Cp}$$

$$= 1,0886 \text{ ft.jam}$$

$$\begin{aligned}
 NRe_p &= \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2,42} \\
 &= 25735,5643
 \end{aligned}$$

2'. Mencari faktor panas (J_H)

$$J_H = -$$

3'. Menghitung harga koefisien film untuk air

$$\begin{aligned}
 \rho &= 61,98 \text{ lbm/ft}^3 \\
 v &= \frac{G_t}{3600 \cdot \rho} \\
 &= \frac{429889,2352}{3600 \times 61,98} \\
 &= 1,93 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

("Kern", hal.835)

$$\text{faktor koreksi} = 0,96$$

(fig.25 "Kern", hal.835)

$$h_i = 300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$h_i = 300 \times 0,96$$

$$= 288,0 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$h_{io} = h_i \times (d_i/d_o)$$

$$= 225,216 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

E. Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$U_c = \frac{342,9627 \times 225}{342,9627 + 225}$$

$$= 135,9444 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

F. Mencari dirty faktor (faktor kekotoran) pipa terpakai

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

$$= \frac{135,94 - 74,31}{135,94 \times 74,31}$$

$$= 0,00610$$

Karena harga R_d hitung $>$ R_d tetapan, maka rancangan HE memenuhi

Evaluasi Δp	
Bagian <i>Shell</i> (Bahan)	Bagian <i>Tube</i> (Air Pendingin)
<p>1. Menghitung N_{re} dan friksi</p> $N_{re_s} = 22,8176$ <p><i>Kern fig. 29, hal. 839</i></p> $f = 0,0065$ <p>Mencari ΔP_s</p> $= 91,470 \text{ lb/ft}^3$ $\rho = 138$ $BM = 144 \times \rho \times BM$ $S = \frac{1545 \times (460+T) \times 62,5}{138}$ $= 0,026122607$ $= (12 \times L)/B$ $N+1 = 1,44$ $\phi_s = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$ $= 4,014$ $= \frac{f \times G_s^2 \times ID \times (N+1)}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \times d_e \times sg \times \phi}$ $\Delta P_1 = 0,7737 \text{ psi}$ $\Delta P_1 < \Delta P_{allow}$ $0,7737 < 10 \text{ psi}$ <p style="text-align: center;">(memenuhi syarat)</p>	<p>1. Menghitung N_{re} dan friksi</p> $N_{re_t} = 25735,564$ <p><i>Kern fig. 26, hal. 836</i></p> $f = 0,00050$ $sg = 1$ <p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $\Delta P_1 = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot d_i \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0,00050 \times 429889,2^2 \times 20 \times 2}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,065 \times 1 \times 4}$ $= 0,13533 \text{ psi}$ <p>ΔP karena tube passes</p> <p>Dari Kern, fig. 27 hal. 837, diperoleh:</p> $\left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 0,065, \text{ sehingga}$ $\Delta P_n = \frac{4n}{sg} \left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$ $= \frac{4 \times 2}{1} \times 0,065$ $= 0,052 \text{ psi}$ <p>sehingga,</p> $\Delta P_t \text{ total} = 0,13533 + 0,052$ $= 0,187 \text{ psi} < 2,5 \text{ psi}$ <p style="text-align: center;"><i>desain memenuhi</i></p>

Spesifikasi Alat Cooler (E-135) :

Fungsi	: Menurunkan suhu produk dari 37°C menjadi 30°C			
Tipe	: <i>Shell and Tube</i>			
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304			
Media pemanas	: Air pendingin 25 °C			
Kapasitas	: 20293,1256 kg/jam			
Rate pendingin	: 26593,7576 kg/jam			
Dimensi	: Bagian <i>Shell</i>		: Bagian <i>Tube</i>	
	ID _S	= 12,00 in	do	= 1,00 in BWG = 12
	n'	= 1	L	= 20,0 ft Nt = 82
	B	= 2,40 in	Susunan segitiga, n	= 2
	Pt	= 1,25 in	a'	= 0,6390 in ²
	de	= 5,20 in	a"	= 0,2618 ft ² /ft
		= 0,43 ft	di	= 0,7820 in
	C"	= 0,25		= 0,0652 ft
Jumlah	: 1 buah			

8. Kondensor (E-122)

Fungsi	: Untuk mengondensasi produk keluaran atas reaktor
Tipe	: Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd)	= 0,001	jam.ft ² .°F/Btu
- Δp maksimum aliran shell	= 10	psi
- Δp maksimum aliran tube	= 2,5	psi

Dasar perancangan :

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

- Massa bahan masuk	= 10.885,7 kg/jam	
	= 23.998,51 lb/jam	
- Suhu bahan masuk (T ₁)	= 127 °C = 260,60 °F	
- Suhu bahan keluar (T ₂)	= 36 °C = 97 °F	
- Kebutuhan pendingin (m)	= 66,437 kg/jam	
	= 146,47 lb/jam	
- Panas yang dibawa coolant	= 1.683,390 kkal/jam	
	= 6.675,8807 btu/jam	
- H ₂ O masuk pada suhu (t ₁)	= 30 °C = 86 °F = 303,15 K	
- H ₂ O keluar pada suhu (t ₂)	= 55 °C = 131 °F = 328,15 K	
- Digunakan pipa ukuran 1 in OD, BWG 16, L = 20 ft, P _T = 1,25in		
- Shell side	: Produk	
- Tube side	: Cooling water	
- Susunan tube segitiga (triangular pitch)		

Perhitungan :

A. Menghitung ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= T_1 - t_2 = 261 \text{ } ^\circ\text{F} - 131 \text{ } ^\circ\text{F} = 130 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta t_2 &= T_2 - t_1 = 97 \text{ } ^\circ\text{F} - 86,00 \text{ } ^\circ\text{F} = 11 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2} \quad (\text{Kern, Pers.5.14 Hal.89}) \\ &= \frac{130 - 11,27}{\ln(130 / 11,27)} \\ &= 48,45 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

B. Menghitung suhu kalorik

$$\begin{aligned}T_c &= (T_1 + T_2) / 2 = 179 \text{ } ^\circ\text{F} = 82 \text{ } ^\circ\text{C} = 354,781 \text{ K} \\ t_c &= (t_1 + t_2) / 2 = 109 \text{ } ^\circ\text{F} = 42,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 315,65 \text{ K}\end{aligned}$$

C. Trial U_D

Dari Kern hal 840 tabel 8 diperoleh:

$$\text{Range } U_D = 5-75 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dicoba } U_D = 7 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\text{Dari App.B didapatkan } Q &= 6.676 \text{ kkal/jam} \\ &= 26492,0104 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{26492,0104}{7 \times 48,4507} = 78,1118 \text{ ft}^2$$

dengan,

$$d_{o \text{ tube}} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

Dari Kern, tabel 10, hal. 843, diperoleh harga $a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{78,1118}{0,3271 \times 16} = 15 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9, hal. 842, diperoleh :

$$ID_s = 8 \text{ in}$$

$$n = 6 \text{ passes}$$

$$N_t = 14$$

$$\begin{aligned}U_D \text{ koreksi} &= \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D \text{ trial} \\ &= \frac{15}{14} \times 7 = 7,46 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$d_e = 1,9 \text{ in}$$

Viskositas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-312 Hal. 2-421 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3
C ₄ H ₁₀ O	1,95E-06	0,41	495,8
C ₂ H ₆ O	1,06E-07	0,8066	52,7
H ₂ O	1,71E-08	1,1146	

dimana μ dalam Pa.s

$$\mu = \frac{C_1 T^{C_2}}{1 + C_3/T + C_4/T^2}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (Pa.s)	μ (lb/ft.s)	xi. μ i
C ₄ H ₁₀ O	6530,79863	0,59994564	1,88E-02	1,26E-02	7,57E-03
C ₂ H ₆ O	640,869903	0,05887291	2,11E-04	1,42E-04	8,33E-06
H ₂ O	3713,98213	0,34118146	1,34E-06	9,03E-07	3,08E-07
Total	10885,6507	1	0,01897699	0,01275195	0,00757368

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0,007574}{1,0000} = 0,007574 \text{ lb/ft.s} = 27,2652 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Viskositas aliran pada tube (cooling water):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O	-52,84300	3703,6	5,8660	-5,9,E-29	10

dimana μ dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4 T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (Pa.s)	μ (lb/ft.s)	xi. μ i
H ₂ O	30	1,0000	0,00064	0,000430	0,000430

Densitas aliran pada shell (bahan):

Perhitungan *density* berdasarkan pers. *Carl and Yaws*

$$\text{Density} = A \times B^{-(1-T/T_c)^n} \quad T = 127 \text{ }^\circ\text{C} = 400,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ
C ₄ H ₁₀ O	0,27267	0,27608	0,29358	466,7	0,56449967
C ₂ H ₆ O	0,2657	0,26395	0,2367	516,25	0,70244416
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,80362212

(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)	xi.pi
C ₄ H ₁₀ O	6530,7986	0,5999	563,8622	35,2008	21,1186
C ₂ H ₆ O	640,8699	0,0589	677,2364	42,2785	2,4891
H ₂ O	3713,9821	0,3412	982,4053	61,3296	20,9245
Total	10885,651	1,0000	2223,5038	138,8089	44,5321

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi_i \cdot \rho_i}{\sum xi_i}$$

$$= \frac{44,5321}{1,0000} = 44,5321 \text{ lb/ft}^3 = 713,3131 \text{ kg/m}^3$$

Densitas aliran pada tube (cooling water):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H ₂ O	18	-13,85100	0,64038	-0,0019	1,8,E-06

dimana, ρ dalam mol/m³ $\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)	xi.pi
H ₂ O	66,437	1,0000	-249,3180	-16,5155	-16,5155
Total	66,4367898	1,0000	-249,3180	-16,5155	-16,5155

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 2-4

Bagian Tube	Bagian Shell
do = 1 1/4 in, 16 BWG	IDs = 8 in = 0,667 ft
L = 16 ft Nt = 14	n' = 2
Susunan segitiga, n = 6	B = 8 in = 0,667 ft
di = 0,6200 in = 0,052 ft	de = 1,9 in = 0,158 ft
a' = 0,3020 in ² = 0,025 ft ²	C' = 1 1/4 - 1 =
a'' = 0,3271 ft ² /ft	0,25
Pt = 1,25 in	

Evaluasi Perpindahan Panas	
Cold fluid: tube, cooling water	Hot fluid: shell,
1. Menghitung NRe	1'. Menghitung NRe
$a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$	$a_s = \frac{IDs \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$
$= \frac{14 \times 0,302}{6 \times 144}$	$= \frac{8 \times 0,25 \times 8}{2 \times 1,25 \times 144}$
$= 0,0049 \text{ ft}^2$	$= 0,04444 \text{ ft}^2$
$G_t = \frac{m}{a_t}$	$G_s = \frac{M}{a_s}$
$= \frac{146,467}{0,0049} \text{ lb/jam}$	$= \frac{23998,5}{0,04444} \text{ lb/jam}$

$$= \frac{0,0049 \text{ ft}^2}{29930,72 \text{ lb/jam.ft}^2}$$

pada $T_c = 179 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,000430 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 1,548831 \text{ lb/ft.jam}$$

$$d_i = 0,62 \text{ in}$$

$$= 0,052 \text{ ft}$$

$$N_{re_p} = \frac{G_t \times d_i}{\mu}$$

$$= \frac{29930,72 \times 0,052}{1,548831}$$

$$= 998,44$$

Velocity

$$v = \frac{G_t}{3600\rho}$$

$$= \frac{29930,72}{3600 \times 16,52}$$

$$= -5,0341067 \text{ fps}$$

2. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas
Dari Kern, Fig. 25 Hal.835 ,
didapatkan:

$$h_i = 500 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

faktor koreksi = 0,94

sehingga,

$$h_{ic} = h_i \left(\frac{d_i}{d_o} \right)$$

$$= 470 \left(\frac{0,6200}{1 \frac{1}{4}} \right)$$

$$= 233,12 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$= \frac{0,0444 \text{ ft}^2}{539966,3729 \text{ lb/jam.ft}^2}$$

pada $t_c = 109 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,007574 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 27,26523 \text{ lb/ft.jam}$$

$$d_e = 1,90 \text{ in}$$

$$= 0,16 \text{ ft}$$

$$N_{re_s} = \frac{G_s \times d_e}{\mu}$$

$$= \frac{539966,3729 \times 0,16}{27,26523}$$

$$= 3135,6666$$

- 2'. Menghitung harga koefisien film Untuk condensor horizontal,
 h_o berkisar 150-300 Btu/jam.ft² °F

$$Trial \ h_o = 265 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_c + \left(\frac{h_o}{h_o + h_{io}} \right) t_c - T_c$$

$$= 109 + \frac{265}{265 + 233,1} 109$$

$$= 71,0284 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{T_c + t_w}{2} = \frac{108,5 + 71}{2}$$

$$= 90 \text{ }^\circ\text{F}$$

sehingga,

Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan:

$$k_f = 0,01 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft}$$

Dari Kern, Tabel 6 hal.808 didapatkan:

$$s_f = 0,71 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft}$$

Dari Kern, Fig.14hal.823 didapatkan:

$$\mu_f = 0,01 \text{ cp}$$

$$G'' = \frac{M}{L \ N_t^{2/3}}$$

$$= \frac{23.998,505}{L \ N_t^{2/3}}$$

$$= \frac{16 \times 14}{265}^{2/3}$$

$$= 258,2134 \text{ lb/jam.ft}$$

Dari Kern, Fig. 12.9 hal. 267 didapatkan:

$$h_o = 285$$

$$\epsilon = \frac{285 - 265}{265}$$

$$= 8\% < 10\% \text{ ho memenuhi}$$

Clean overall coefficient U_c :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{233 \times 285}{233 + 285} = 570,00 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0 \text{F}$$

Dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

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

$$= \frac{570 - 7}{570 \times 7,463} = 0,1322 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$$

Karena harga R_d hitung $>$ R_d tetapan, maka rancangan HE memenuhi.

Evaluasi ΔP	
Cold fluid: tube, cooling water	Hot fluid: shell
<p>1. Pada $NRe_i = 998,4435$ Dari Kern, fig. 26 hal. 836, diperoleh: $f = 0,0003$</p> <p>$sg = 1$</p> <p>2. ΔP karena panjang pipa :</p> $\Delta P_l = \frac{1}{2} \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0,00030 \times 29931^2 \times 16 \times 6}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,052 \times 1 \times 1}$ $= 0,00096 \text{ psi}$ <p>ΔP karena tube passes Dari Kern, fig. 27 hal. 837, diperoleh:</p> $\left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 0,001 \text{ , sehingga}$ $\Delta P_n = \frac{4n}{sg} \left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$ $= \frac{4 \times 6}{1} \times 0,001$ $= 0,0024 \text{ psi}$ <p>sehingga, $\Delta P_t \text{ total} = 0,000957 + 0,0024$ $= 3E-03 \text{ psi} < 2,5 \text{ psi}$ <i>desain memenuhi</i></p>	<p>1'. Pada $Nres = 3135,6666$ Dari Kern, fig. 29 hal. 839, diperoleh: $f = 0,0020$</p> <p>2'. No. of crosess $(N+1) = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 16}{8}$ $= 24$ bahan = 23998,51 lb/ft $sg = \frac{\rho}{62,5}$ $= \frac{23998,51}{62,5}$ $= 383,976087$</p> <p>4'. $\Delta P_s = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot JDs \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0,0020 \times 539966^2 \times 0,67 \times 24}{5,22 \times 10^{10} \times 1,9 \times 384 \times 0,97}$ $= 3,00025 \text{ psi} < 10,0 \text{ psi}$ <i>desain memenuhi</i></p>

Spesifikasi Kondensor

Fungsi	: Untuk menkondensasi produk scrubber
Kode alat	: E-122
Tipe	: Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B
Media pendingin	: Cooling water
Kapasitas	: 10.885,65 kg/jam = 23.998,51 lb/jam
Rate pendingin	: 66,4368 kg/jam = 146,47 lb/jam
Dimensi	<i>Tube side</i> , cooling water <i>Shell side</i> , produk R-110
	do = 1 1/4 in 16 BWG IDs = 8 in = 0,67
	di = 0,62 in B = 8 in
	L = 16 ft de = 1,9 in
	Nt = 14 C' = 0,25 in
	Pt = 1,25 in ΔPs = 3 psi
	Tringular Pitch
	ΔPt = 0,003 psi

9. Kondensor (E-121)

Fungsi	: Untuk menkondensasi produk atas destilasi
Tipe	: Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd)	= 0,001 jam.ft ² .°F/Btu
- Δp maksimum aliran shell	= 10 psi
- Δp maksimum aliran tube	= 2,5 psi

Dasar perancangan :

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

- Massa bahan masuk	= 6.313,1 kg/jam
	= 13.917,93 lb/jam
- Suhu bahan masuk (T ₁)	= 36 °C = 97,27 °F
- Suhu bahan keluar (T ₂)	= 36 °C = 97 °F
- Kebutuhan pendingin (m)	= 5,663 kg/jam
	= 12,48 lb/jam
- Panas yang dibawa coolant	= 592,017 kkal/jam
	= 2.347,7823 btu/jam
- H ₂ O masuk pada suhu (t ₁)	= 30 °C = 86 °F = 303,15 K
- H ₂ O keluar pada suhu (t ₂)	= 35 °C = 95 °F = 308,15 K
- Digunakan pipa ukuran 1 in OD, BWG 16, L = 20 ft, P _T = 1,25in	
- Shell side	: Produk
- Tube side	: Cooling water
- Susunan tube segitiga (triangular pitch)	

Perhitungan :

A. Menghitung ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= T_1 - t_2 = 97 \text{ } ^\circ\text{F} - 95 \text{ } ^\circ\text{F} = 2 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta t_2 &= T_2 - t_1 = 97 \text{ } ^\circ\text{F} - 86,00 \text{ } ^\circ\text{F} = 11 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2} \quad (\text{Kern, Pers.5.14 Hal.89}) \\ &= \frac{2 - 11,27}{\ln (2 / 11,27)} \\ &= 5,62 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

B. Menghitung suhu kalorik

$$\begin{aligned}T_c &= (T_1 + T_2) / 2 = 97 \text{ } ^\circ\text{F} = 36 \text{ } ^\circ\text{C} = 309,411 \text{ K} \\ t_c &= (t_1 + t_2) / 2 = 91 \text{ } ^\circ\text{F} = 32,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,65 \text{ K}\end{aligned}$$

C. Trial U_D

Dari Kern hal 840 tabel 8 diperoleh:

$$\text{Range } U_D = 5-75 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dicoba } U_D = 10 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\text{Dari App.B didapatkan } Q &= 2.348 \text{ kkal/jam} \\ &= 9316,7442 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{9316,7442}{10 \times 5,6173} = 165,8578 \text{ ft}^2$$

dengan,

$$d_{o \text{ tube}} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

Dari Kern, tabel 10, hal. 843, diperoleh harga $a'' = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{165,8578}{0,2618 \times 16} = 39,6 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9, hal. 842, diperoleh :

$$\text{IDs} = 8 \text{ in}$$

$$n = 4 \text{ passes}$$

$$N_t = 24$$

$$\begin{aligned}U_D \text{ koreksi} &= \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D \text{ trial} \\ &= \frac{40}{24} \times 10 = 16,50 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$d_e = 2,4 \text{ in}$$

Viskositas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-312 Hal. 2-421 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3
C ₄ H ₁₀ O	1,02E+01	-63,8	-3,226
C ₂ H ₆ O	7,88E+00	781,98	-3,0418
H ₂ O	-5,28E+01	3703,6	5,866

dimana μ dalam Pa.s

$$\mu = \frac{C_1 T^{C_2}}{1 + C_3/T + C_4/T^2}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ
C ₄ H ₁₀ O	6204,2587	0,98275478	1,7E-01	1,67E-01
C ₂ H ₆ O	16,0217476	0,00253785	1,1E-01	2,66E-04
H ₂ O	92,8495533	0,01470737	7,5E-01	1,10E-02
Total	6313,13	1	1,97	0,17836532

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0,178365}{1,0000} = 0,178365 \text{ lb/ft.s} = 642,115 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Viskositas aliran pada tube (cooling water):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O	-52,84300	3703,6	5,8660	-5,9,E-29	10

dimana μ dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4 T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (Pa.s)	μ (lb/ft.s)	xi. μ
H ₂ O	0	1,0000	0,00064	0,000430	0,000430

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ
C ₄ H ₁₀ O	6204,2587	0,9828	11,4870	11,2889
C ₂ H ₆ O	16,0217	0,0025	19,4130	0,0493
H ₂ O	92,8496	0,0147	55,5830	0,8175
Total	6313,1300	1,0000	86,4830	12,1557

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{12,1557}{1,0000} = 12,1557 \text{ lb/ft}^3 = 194,7085 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Densitas aliran pada tube (cooling water):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H ₂ O	18	-13,85100	0,64038	-0,0019	1,8,E-06

dimana, ρ dalam mol/m^3 $\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (kg/m^3)	ρ (lb/ft^3)	xi.pi
H ₂ O	5,663	1,0000	-249,3180	-16,5155	-16,5155
Total	5,66306464	1,0000	-249,3180	-16,5155	-16,5155

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 2-4	
Bagian Tube	Bagian Shell
do = 1 in, 16 BWG	IDs = 8 in = 0,667 ft
L = 16 ft Nt = 24	n' = 1
Susunan segitiga, n = 4	B = 16 in = 1,333 ft
di = 0,6200 in = 0,052 ft	de = 2,4 in = 0,2 ft
a' = 0,3020 in ² = 0,025 ft ²	C' = 1 1/4 - 1 = 0,25
a" = 0,2618 ft ² /ft	
Pt = 1,25 in	

Evaluasi Perpindahan Panas	
Cold fluid: tube, cooling water	Hot fluid: shell, produk R-110
<p>1. Menghitung NRe</p> $a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{24 \times 0,302}{4 \times 144}$ $= 0,0126 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{m}{a_t}$ $= \frac{12,485 \text{ lb/jam}}{0,0126 \text{ ft}^2}$ $= 992,17 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada Tc = 97 °F</p> $\mu = 0,000430 \text{ lb/ft.s}$ $= 1,548831 \text{ lb/ft.jam}$ $d_i = 0,62 \text{ in}$ $= 0,052 \text{ ft}$ $N_{re_p} = \frac{G_t \times d_i}{\mu}$ $= \frac{992,17 \times 0,052}{1,548831}$ $= 13,68$ <p>karena fluidanya air, maka p = 61,98</p> $v = \frac{G_t}{\rho}$	<p>1'. Menghitung NRe</p> $a_s = \frac{IDs \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$ $= \frac{8 \times 0,25 \times 16}{1 \times 1,25 \times 144}$ $= 0,17778 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{M}{a_s}$ $= \frac{13917,9 \text{ lb/jam}}{0,1778 \text{ ft}^2}$ $= 78288,3360 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada tc = 91 °F</p> $\mu = 0,178365 \text{ lb/ft.s}$ $= 642,115 \text{ lb/ft.jam}$ $d_e = 2,40 \text{ in}$ $= 0,20 \text{ ft}$ $N_{re_s} = \frac{G_s \times d_e}{\mu}$ $= \frac{78288,3360 \times 0,20}{642,11514}$ $= 10,0762$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3600p}{3600 \times 61,98} \\
 &= \frac{992,17}{3600 \times 61,98} \\
 &= 0,044466357 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas

Dari Kern, Fig. 25 Hal.835, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 h_i &= 340 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F} \\
 \text{faktor koreksi} &= 1 \\
 \text{sehingga,}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \left(\frac{d_i}{d_o} \right) \\
 &= 340 \left(\frac{0,6200}{1,00} \right) \\
 &= 210,8 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F}
 \end{aligned}$$

- 2'. Menghitung harga koefisien film Untuk condensor horizontal, h_o berkisar 150-300 Btu/jam.ft²°F

$$\begin{aligned}
 \text{Trial } h_o &= 265 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F} \\
 t_w &= t_c + \left(\frac{h_o}{h_o + h_{io}} \right) t_c - t_c \\
 &= 91 + \left(\frac{265}{265 + 210,8} \right) 91 \\
 &= 86,7291 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_f' &= \frac{t_c + t_w}{2} = \frac{90,5 + 87}{2} \\
 &= 89 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

sehingga,

Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan:

$$k_f = 0,01 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$$

Dari Kern, Tabel 6 hal.808 didapatkan:

$$s_f = 74,1 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$$

Dari Kern, Fig. 14 hal.823 didapatkan:

$$\mu_f = 0,21 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned}
 G'' &= \frac{M}{L N t^{2/3}} \\
 &= \frac{13.917,926}{16 \times 24^{2/3}} \\
 &= 104,5475 \text{ lb/jam.ft}
 \end{aligned}$$

Dari Kern, Fig. 12.9 hal.267 didapatkan:

$$h_o = 285$$

$$\epsilon = \frac{285 - 265}{265}$$

$$= 8\% < 10\% \text{ } h_o \text{ memenuhi}$$

Clean overall coefficient U_c :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{211 \times 285}{211 + 285} = 570,00 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$$

Dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{570 - 16,5}{570 \times 16,5} = 0,0589 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Karena harga R_d hitung $>$ R_d tetapan, maka rancangan HE memenuhi.

Evaluasi ΔP	
Cold fluid: tube, cooling water	Hot fluid: shell
<p>1. Pada $NRe_i = 13,6766$ Dari Kern, fig. 26 hal.836, diperoleh: $f = 0,0003$</p> <p style="text-align: center;">$sg = 1$</p> <p>2. ΔP karena panjang pipa : $\Delta P_l = \frac{1}{2} \frac{f \cdot G t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0,00025 \times 992^2 \times 16 \times 4}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,052 \times 1 \times 1}$ $= 3, E-06 \text{ psi}$ ΔP karena tube passes Dari Kern, fig. 27 hal.837, diperoleh: $\left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 0,001 \text{ , sehingga}$ $\Delta P_n = \frac{4n}{sg} \left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$ $= \frac{4 \times 4}{1} \times 0,001$ $= 0,0016 \text{ psi}$ sehingga, $\Delta P_t \text{ total} = 2,92E-06 + 0,0016$ $= 2, E-03 \text{ psi} < 2,5 \text{ psi}$ <p style="text-align: center;"><i>desain memenuhi</i></p> </p>	<p>1'. Pada $Nres = 10,0762$ Dari Kern, fig. 29 hal.839, diperoleh: $f = 0,0026$</p> <p>2'. No. of crosess $(N+1) = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 16}{16}$ $= 12$ bahan = 13917,93 lb/ft $sg = \frac{\rho}{62,5}$ $= \frac{13917,93}{62,5}$ $= 222,686822$</p> <p>4'. $\Delta P_s = \frac{f \cdot G s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0,0026 \times 78288^2 \times 0,67 \times 12}{5,22 \times 10^{10} \times 2,4 \times 222,7 \times 0,97}$ $= 4,00000471 \text{ psi} < 10,0 \text{ psi}$ <p style="text-align: center;"><i>desain memenuhi</i></p> </p>

Spesifikasi Kondensor

Fungsi	: Untuk menkondensasi produk reaktor												
Kode alat	: E-121												
Tipe	: Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger												
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B												
Media pendingin	: Cooling water												
Kapasitas	: 6.313,13 kg/jam = 13.917,93 lb/jam												
Rate pendingin	: 5,6631 kg/jam = 12,48 lb/jam												
Dimensi	<table style="width: 100%; border: none;"> <tr> <td style="width: 50%;"><i>Tube side</i> , cooling water</td> <td style="width: 50%;"><i>Shell side</i> , produk R-110</td> </tr> <tr> <td>do = 1 in 16 BWG</td> <td>IDs = 8 in = 0,67</td> </tr> <tr> <td>di = 0,62 in</td> <td>B = 16 in</td> </tr> <tr> <td>L = 16 ft</td> <td>de = 2,4 in</td> </tr> <tr> <td>Nt = 24</td> <td>C' = 0,25 in</td> </tr> <tr> <td>Pt = 1,25 in</td> <td>$\Delta P_s = 4 \text{ psi}$</td> </tr> </table>	<i>Tube side</i> , cooling water	<i>Shell side</i> , produk R-110	do = 1 in 16 BWG	IDs = 8 in = 0,67	di = 0,62 in	B = 16 in	L = 16 ft	de = 2,4 in	Nt = 24	C' = 0,25 in	Pt = 1,25 in	$\Delta P_s = 4 \text{ psi}$
<i>Tube side</i> , cooling water	<i>Shell side</i> , produk R-110												
do = 1 in 16 BWG	IDs = 8 in = 0,67												
di = 0,62 in	B = 16 in												
L = 16 ft	de = 2,4 in												
Nt = 24	C' = 0,25 in												
Pt = 1,25 in	$\Delta P_s = 4 \text{ psi}$												
	Triangular Pitch $\Delta P_t = 0,001603 \text{ psi}$												

10. Akumulator (F-134)

Fungsi : Untuk menampung liquid sebagai hasil kondensasi kolom distilasi
 Tipe : Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup berbentuk standar dished

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316

Allowable stress (f) : 18750

Tipe pengelasan (E) : 0,8

Faktor korosi (C) : $1/16 = 0,0625$ in

Jumlah storage : 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu = $30,00\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F} = 303,15\text{ K}$

Tekanan = $1\text{ atm} = 14,696\text{ Psia}$

Waktu tinggal = 1 jam

Density = $A \times B^{-(1-T/T_c)^n}$ $T = 30,00\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ K}$

Komponen	A	B	n	Tc	$(1-T/T_c)^n$
C ₄ H ₁₀ O	0,27267	0,27608	0,29358	466,70	1,0000
C ₂ H ₆ O	0,2657	0,26395	0,23670	516,25	1,0000
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1,0000

(Pers. Carls and Yaws Density of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)	ρxi
C ₄ H ₁₀ O	6204,2587	0,9828	987,6485	61,6569	60,594
C ₂ H ₆ O	16,0217	0,0025	1006,6300	62,8419	0,1595
H ₂ O	92,8496	0,0147	1266,7883	79,0831	1,1631
Total	6313,1300	1,0000	3261,0669	203,5819	61,916

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{61,9162}{1,0000} = 61,9162 \text{ lb/ft}^3 = 991,7703 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan :**A. Menghitung volume tangki**

$$\begin{aligned} \text{Rate feed masuk} &= 6313,1300 \text{ kg/jam} \\ &= 13917,9264 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ campuran} = 61,9162 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \frac{\text{Rate feed masuk}}{\rho v} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{13917,9264}{61,9162} \times 1 \\ &= 224,7864 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume fluida} &= 80\% \text{ volume total} \\
 \text{Volume total} &= \frac{\text{Volume fluida}}{80\%} \\
 &= \frac{224,7864}{80\%} \\
 &= 280,9830 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

B. Menentukan Dimensi Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } L_s &= 1,5 \text{ di} \\
 V_{\text{total}} &= V_{L_s} + V_{\text{tutup}} \\
 280,9830 &= \frac{\pi}{4} D_i^2 L_s + 2 \{ 0,0847 \text{ di}^3 \} \\
 280,9830 &= 1,1775 \text{ di}^3 + 0,1694 \text{ di}^3 \\
 280,9830 &= 1,3469 \text{ di}^3 \\
 \text{di}^3 &= 208,6146 \\
 \text{di} &= 5,9308 \text{ ft} \\
 &= 71,1698686 \text{ in}
 \end{aligned}$$

C. Menghitung Tinggi Liquida

$$\begin{aligned}
 V_{\text{fluida}} &= V_{L_s} + 2 V_{\text{tutup}} \\
 224,786 &= \frac{\pi}{4} D_i^2 L_{L_s} + 2 \{ 0,0847 D_i^3 \} \\
 224,786 &= \frac{\pi}{4} [5,9308]^2 L_{L_s} + 2 \{ 0,0847 [5,9308]^3 \} \\
 224,786 &= 62,951 L_{L_s} \\
 H = L_{L_s} &= 3,5708 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (H-1)}{144} \\
 &= \frac{61,9162 \times 3,5708 - 1}{144} \\
 &= 1,1054 \text{ psia} \\
 P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14,6960 + 1,1054 \\
 &= 15,8014 \text{ Psia} = 1,1014 \text{ Psig}
 \end{aligned}$$

E. Menghitung Tebal Silinder (ts)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P_i \cdot d_i}{2 (fE - 0.6P_i)} + C \\
 &= \frac{1,1014 \times 71,1699}{2 [18750 \times 0,8 - 0,6 \times 1,1014]} + \\
 &= 0,0651 \times \frac{16}{16} \quad 0,06
 \end{aligned}$$

$$= \frac{1,041807}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} do &= di + 2 \text{ ts} \\ &= 71,1699 + 0,3750 \\ &= 71,5449 \text{ in} \end{aligned}$$

berdasarkan "Brownel and Young" tabel 5.7 hal 89, didapatkan :

$$\begin{aligned} do_s &= 32 \text{ in} \\ icr &= 2 \\ r &= 30 \\ ts &= 3/16 \text{ in} \\ di_{\text{baru}} &= do_s - 2 \text{ ts} \\ &= 32 - 0,3750 \\ &= 31,6250 \text{ in} \\ &= 2,6354 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1,5 \times di \\ &= 1,5 \times 2,6354 \\ &= 3,9531 \text{ ft} = 47,438 \text{ in} \end{aligned}$$

G. Menghitung Dimensi Tutup Samping

Bentuk tutup atas dan tutup bawah adalah standart dish, sehingga :

$$\begin{aligned} r &= di \\ \text{Tebal tutup (tha/thb)} &= \frac{0,855 \times Pi \cdot r}{(f \cdot E - 0,1 \cdot Pi)} + C \\ &= \frac{0,855 \times 1,1014 \times 31,6250}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 1,1014} + \\ &= 0,0645 \times \frac{16}{16} \qquad \qquad \qquad 0,0625 \\ &= \frac{1,0318}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup (ha/hb)} &= 0,169 \times di \\ &= 0,169 \times 31,6250 \\ &= 5,3446 \text{ in} \\ &= 0,4454 \text{ ft} \end{aligned}$$

H. Menghitung Tinggi Storage

$$\begin{aligned} \text{Tinggi storage (H)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi tutup} \\ &= 47,438 + 5,3446 + 5,3446 \\ &= 58,1268 \text{ in} \\ &= 4,8439 \text{ ft} \end{aligned}$$

10. Spesifikasi Alat Akumulator (F-134) :

Fungsi	: Untuk menampung liquid sebagai hasil kondensasi kolom distilasi
Jumlah tangki	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316

Volume tangki	:	280,983	ft ³
Diameter dalam (di)	:	31,6250	in
Diameter luar (do)	:	32	in
Tebal silinder (ts)	:	3/14	in
Tinggi silinder (L)	:	47,438	in
Tinggi tangki (H)	:	58,127	in
Tebal tutup atas (tha)	:	3/16	in
Tinggi tutup atas (ha)	:	5,3446	in
Tebal tutup bawah (thb)	:	3/16	in
Tinggi tutup bawah (hb)	:	5,3446	in

11 Reboiler (E-132)

Fungsi : Untuk menguapkan dan memanaskan kembali *bottom product* distilasi

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Direncanakan :

- Faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,008 jam.ft².°F/Btu
- Penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2,5 psi

Kondisi operasi :

- Massa bahan masuk (W) = 4572,5207 kg/jam
= 10080,6705 lb/jam
- Suhu bahan masuk (t_1) = 95,09 °C = 203,156 °F
- Suhu bahan keluar (t_2) = 95,08 °C = 203,148 °F
- Kebutuhan steam (m) = 8,0181 kg/jam
= 17,6768 lb/jam
- Panas yang diserap (Q) = 4135,83 Kkal/jam
= 16401,3 Btu/jam
- Suhu steam masuk (T_1) = 130 °C = 266 °F
- Suhu steam kondensat (T_2) = 130 °C = 266 °F

Perhitungan *density* berdasarkan pers. *Carl and Yaws*

$$Density = A \times B^{-(1-T/Tc)^n} \quad T = 55 \text{ °C} = 328,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ
C ₄ H ₁₀ O	0,27267	0,27608	0,29358	466,7	0,56449967
C ₂ H ₆ O	0,2657	0,26395	0,2367	516,25	0,70244416
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,80362212

(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
C ₄ H ₁₀ O	326,5399	0,0714	563,8622	35,2008	2,5138
C ₂ H ₆ O	624,8482	0,1367	677,2364	42,2785	5,7775
H ₂ O	3621,1326	0,7919	982,4053	61,3296	48,5690
Total	4572,521	1,0000	2223,504	138,8089	56,8603

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho.i}{\sum xi}$$

$$= \frac{56,8603}{1,0000} = 56,8603 \text{ lb/ft}^3 = 910,7843 \text{ kg/m}^3$$

$$\log_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

Komponen	μ (Centipoise)			
	A	B	C	D
C ₄ H ₁₀ O	-8,506	1,00E+03	2,28E-02	-2,58E-05
C ₂ H ₆ O	-6,4406	1,12E+03	1,37E-02	-1,55E-05
H ₂ O	10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

(Yaws and Carl Viscosity of Liquid)

Komponen	Massa	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ
	(Kg/jam)			
C ₄ H ₁₀ O	326,5399	0,0714	0,1700	0,0121403
C ₂ H ₆ O	624,8482	0,1367	1,0500	0,14348553
H ₂ O	3621,1326	0,7919	0,7500	0,5940
Total	4572,5207	1,0000	1,9700	0,1556

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi \cdot \mu_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0,1556}{1,0000} = 0,1556 \text{ lb/ft.s} = 560,253 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Menentukan C_p

$$C_p = A + B T + C T^2 + DT^3$$

Komponen	Konstanta Cp (J/Mol K) Liquid			
	a	b	c	d
C ₄ H ₁₀ O	75,939	7,73E-01	-2,79E-03	4,44E-06
C ₂ H ₆ O	59,342	0,3636	-0,0012	0,0000
H ₂ O	92,053	-0,040	0,000	0,000

(Yaws and Carl Heat Capacity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	Cp (Joule/kg.K)	Cp (Btu/lb.°F)	Cp .xi
C ₄ H ₁₀ O	326,5399	0,07141	1,01E+02	2,40E-02	1,7E-03
C ₂ H ₆ O	624,8482	0,13665	7,10E+01	1,70E-02	2,3E-03
H ₂ O	3621,1326	0,79193	9,04E+01	2,16E-02	1,7E-02
Total	4572,52067	1	261,884801	0,06253809	0,02112

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= \frac{\sum xi \cdot C_{p_i}}{\sum xi} \\ &= \frac{0,0211}{1,0000} = 0,0211 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\log_{10} k_{iq} = A + B (1-T/C)^{(2/7)} \quad (\text{untuk C}_4\text{H}_{10}\text{O, C}_2\text{H}_6\text{O})$$

$$k = A + B T + C T^2 \quad (\text{untuk H}_2\text{O})$$

Komponen	A	B	C	(1-T/C) ^{2/7}
----------	---	---	---	------------------------

C4H10O	-1,2836	0,5893	6,E+02	0,1576
C2H6O	-1,3172	0,6987	5,61E+02	0,1441
H2O	-0,2758	0,0046	0,00	-

(Yaws and Carl Thermal Conductivity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	k (W/mK)	k (Btu/jam.ft ² .°)	k.xi
C ₄ H ₁₀ O	326,5399	0,07141	0,0645	0,03724105	0,00266
C ₂ H ₆ O	624,8482	0,13665	0,0607	0,03509747	0,0048
H ₂ O	3621,1326	0,79193	0,6371	0,36812635	0,29153
Total	4572,52067	1	0,76232824	0,44046487	0,29899

$$k \text{ campuran} = \frac{\sum xi.k}{\sum xi} = \frac{0,2990}{1,0000} = 0,2990 \text{ Btu/jam/ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$$

Perhitungan :**A. Menghitung Δt**

$$\Delta_{t1} = T_1 - t_2 = 266 - 203 = 63 \text{ °F}$$

$$\Delta_{t2} = T_2 - t_1 = 266 - 203 = 63 \text{ °F}$$

maka,

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta_{t1} - \Delta_{t2}}{\ln \frac{\Delta_{t1}}{\Delta_{t2}}} = \frac{63 - 63}{\ln \frac{63}{63}} = \frac{0,0}{0,00} \text{ °F} = 62,8476 \text{ °F}$$

B. Menghitung suhu kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = (T_1 + T_2)/2 = 266 \text{ °F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2)/2 = 203,2 \text{ °F}$$

C. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 3 × 2" IPS sch 40 dengan aliran steam dibagian pipa.

Dari tabel 6.2. "Kern" hal.110, didapatkan:

$$a_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,0203 \text{ ft}^2$$

$$a_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$de = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$de' = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

dari tabel 11 "Kern" hal.844, didapatkan:

$$do_p = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$di_p = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Anulus (Bahan)	Bagian Pipa (Steam)

<p>1. Menghitung N_{Re}</p> $G_{an} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{10080,6705}{0,0203}$ $= 495432,271 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = 560,25 \text{ lb/ft.jam}$ $NRe_{an} = \frac{G_{an} \times d_e}{\mu}$ $= 115,6960415$ <p>Mencari faktor panas (J_H)</p> <p>2. (Fig. 24, hal 834, Kern)</p> $J_H = 60$ <p>Menghitung harga koefisien film</p> <p>3. $C_p = 0,0211 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ $k = 0,2990 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F/ft}$ $k(C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 3,4077$ $\frac{\mu}{\mu_w}^{0,14} = 2,4131$ $= J_H \times \frac{k}{De} \times (C_p \cdot \mu / k)^{1/3} \times \frac{\mu}{\mu_w}^{0,14}$ $ho = 60 \times 2,285 \times 3,41 \times 2,41$ $ho = 1127,5253 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$ </p>	<p>1'. Menghitung N_{Re}</p> $G_p = \frac{m}{a_p}$ $= \frac{17,6768}{0,0233}$ $= 759,8376 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = 0,0200 \text{ Cp}$ $= 0,0484 \text{ ft.jam}$ $NRe_p = \frac{G_p \times d_i}{\mu}$ $= 2705,2919$ <p>2'. Mencari faktor panas (J_H)</p> <p>J_H tidak perlu dicari karena steam</p> <p>3'. Menghitung harga koefisien film untuk steam</p> $h_{i0} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$
---	--

D. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_c = \frac{h_o \times h_{i0}}{h_o + h_{i0}}$$

$$U_c = \frac{1127,5253 \times 1500}{1127,5253 + 1500}$$

$$= 643,6809 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

E. Mencari dirty faktor (faktor kekotoran) pipa terpakai

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

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{643,68} + 0,0080$$

$$U_D = 104,6730 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\Delta - \frac{Q}{\dots}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{U_D \times \Delta T}{16401,336} \\
 &= \frac{104,67 \times 62,848}{2,493 \text{ ft}^2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a''} \\
 &= \frac{2,4932 \text{ ft}^2}{0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
 &= 4,0084 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D \text{ koreksi}}{U_c \times U_D \text{ koreksi}} \\
 &= \frac{643,68 - 104,67}{643,68 \times 104,67} \\
 &= 0,008
 \end{aligned}$$

$$R_d \text{ ditetapkan} = 0,008$$

Rd hitung > Rd ditetapkan jadi Ok

Evaluasi Δp	
Bagian <i>shell</i> (Bahan)	Bagian Pipa (Steam)
1. Menghitung N_{re} dan friksi $NRe_{an} = 115,6960415$ Kern fig.29, hal.839 $f = 0,0040$	1'. Menghitung N_{re} dan friksi $NRe_p = 2705,29$ Kern fig.26, hal.836 $f = 0,0003$
2. Mencari ΔP karena panjang pipa $\rho = 56,860 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_a = 4 \times f \times G_{an}^2 \times L$ $\quad \quad \quad = 2 \times g \times \rho^2 \times de'$ $\Delta F_a = 0,010129 \text{ ft}$ $V = \frac{G}{3600 \times \rho}$ $\quad \quad \quad = \frac{495432,2710}{3600 \times 56,860}$ $\quad \quad \quad = 2,4203 \text{ fps}$ $FI = 3 \times \frac{V^2}{2g}$ $\quad \quad \quad = 3 \times \frac{2,4203^2}{2 \times 32,174}$ $\quad \quad \quad = 0,2731 \text{ ft}$ $\Delta p_a = 0,1118$	2'. Menghitung ΔP karena panjang pipa (tabel 6" kern" hal.808) $sg = 1,0400 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta P1 = f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot N$ $\quad \quad \quad = 5,22 \cdot 10^{10} \cdot Di \cdot Sg \cdot$ $\quad \quad \quad = 3E-07 \text{ psi}$
Hasil ΔP karena panjang pipa $\Delta P \text{ allow} = 10 \text{ psi}$	3. Menghitung ΔP karena tube passes dari fig.27 "kern" hal 837, diperoleh: $\left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 0,001$, sehingga $\Delta Pn = 4n \left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$ $\quad \quad \quad = 4 \times 0 \times 0,001$ $\quad \quad \quad = 3,8E-07 \text{ psi}$
	4. Mencari ΔP total pada bagian <i>tube</i> $\Delta P \text{ total} = \Delta P1 + \Delta Pn$ $\quad \quad \quad = 0,0000007$

$\Delta P_a < \Delta P_{allow}$ $0,1118 < 10 \text{ psi}$ (memenuhi syarat)	$\Delta P_p < \Delta P_{tetapan}$ $7,E-07 < 2,5$ (memenuhi syarat)
---	--

Spesifikasi Alat Reboiler (E-132) :

Fungsi	: Untuk menguapkan dan memanaskan kembali produk distilasi
Type	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	: Stainlees Steel SA 312 Grade M Type 317
Kapasitas	: 4572,5207 kg/jam = 10080,6705 lb/jam
Rate steam	: 8,0181 kg/jam = 31,7970 Btu/jam
Diameter luar pipa	: 2,3800 in = 0,1983 ft
Diameter dalam pipa	: 2,0670 in = 0,1723 ft
Jumlah	: 1 buah

20. Cooler (E-135)

Fungsi : Mendinginkan produk dari reboiler

Type : *Shell and Tube*

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,00 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimum (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum aliran air pendingin = 2,5 psi
- Digunakan pipa ukuran 1 in OD, BWG 12, L = 20 ft, P_T = 1,25 in
- susunan segitiga (triangular)

Kondisi operasi :

- Massa bahan masuk (W) = 4572,5207 kg/jam
= 10080,671 lb/jam
- Suhu bahan masuk (T₁) = 95,08 °C = 203,15 °F = 368,23 K
- Suhu bahan keluar (T₂) = 31,00 °C = 87,80 °F = 304,15 K
- Kebutuhan air pendingin (m) = 10798,0717 kg/jam
= 23805,645 lb/jam
- Panas yang diserap (Q) = 226005,008 Kkal/jam
= 896261,3 Btu/jam
- Suhu pendingin masuk (t₁) = 30 °C = 86 °F
- Suhu pendingin keluar (t₂) = 55 °C = 131 °F

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)	ρxi
C ₄ H ₁₀ O	326,540	0,0769	987,649	61,6569	4,742
C ₂ H ₆ O	624,8482	0,1472	1006,630	62,8419	9,2480
H ₂ O	3621,1326	0,8528	1266,788	79,0831	67,445
Total	4245,9807	1,0769	2273,418	141,9250	81,435

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{81,4347}{1,0769} = 75,610 \text{ kg/m}^3 = 1,211,264 \text{ lb/ft}^3$$

$$= \frac{1,0769}{1,0769} = 1,0769 \text{ lb/ft} = 1,211,207 \text{ kg/m}$$

Komponen	Massa	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ
	(Kg/jam)			
C ₄ H ₁₀ O	326,540	0,071	0,170	0,012
C ₂ H ₆ O	624,848	0,137	1,050	0,143
H ₂ O	3621,133	0,792	0,750	0,594
Total	4572,521	1,000	1,970	0,750

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu}{\sum xi} \\ &= \frac{0,7496}{1,0000} = 0,7496 \text{ lb/ft.s} = 2698,4736 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Menentukan C_p

(Yaws and Carl Heat Capacity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	C _p (Joule/kg.K)	C _p (Btu/lb.°F)	C _p .xi
C ₄ H ₁₀ O	326,540	0,052	285,000	570,000	29,483
C ₂ H ₆ O	624,848	0,099	285,000	0,068	0,007
H ₂ O	3621,133	0,574	0,000	0,000	0,000
Total	4572,521	0,724	285,000	0,068	29,489

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.C_p}{\sum xi} \\ &= \frac{29,4894}{0,7243} = 40,7150 \text{ Btu/lb.°F} \end{aligned}$$

(Yaws and Carl Thermal Conductivity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	k (W/mK)	k (Btu/jam.ft ² .°)	k.xi
C ₄ H ₁₀ O	326,540	0,071	0,064	0,037	0,003
C ₂ H ₆ O	624,848	0,137	0,061	0,035	0,005
H ₂ O	3621,133	0,792	0,637	0,368	0,292
Total	4572,521	1,000	0,762	0,440	0,299

$$\begin{aligned} k \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.k}{\sum xi} \\ &= \frac{0,2990}{1,0000} = 0,2990 \text{ Btu/jam/ft}^2 \cdot \text{°F/ft} \end{aligned}$$

Perhitungan :**A. Menghitung Δt**

$$\Delta_{t1} = T_1 - t_2 = 72 \text{ °F}$$

$$\Delta_{t2} = T_2 - t_1 = 2 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta_{t1} - \Delta_{t2}}{\ln \frac{\Delta_{t1}}{\Delta_{t2}}} = \frac{72 - 2}{\ln \frac{72}{2}} = \frac{70,3}{3,69094} \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = \frac{203 - 88}{2} = 26 \text{ °F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{131 - 86}{203 - 86,0} = 0,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Kern fig.21, hal.831 didapatkan harga Ft yang cocok adalah :

$$F_t = 0,94 \text{ (dipilih tipe HE : 1-2)}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}} \\ &= 0,94 \times 19,060 \\ &= 17,916 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

B. Menghitung suhu kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{203,15 + 87,80}{2} = 145,474 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{86,0 + 131,0}{2} = 108,50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

C. Trial UD

Dari tabel 8 "Kern" hal. 840, range $U_{D(\text{water})} = 100\text{-}200 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$

$$\text{Dicoba UD} = 110 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta t} \\ &= \frac{896261,2791}{110 \times 17,9162} \\ &= 454,7750 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

dengan

$$d_{\text{tube}} = 1,00$$

$$\text{BWG} = 12$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$P_t = 1,25 \text{ in}$$

Dari Kern, tabel 10 hal 843, sehingga diperoleh harga $a'' = 0,2618 \text{ ft}^2$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a'' L} \\ &= \frac{454,7750}{0,2618 \times 20} \\ &= 86,855 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 9 Hal 842, diperoleh

$$\text{IDs} = 12 \text{ in}$$

$$n = 2$$

$$N_t = 82 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_{D \text{ trial}} \\ &= \frac{86,8554}{82} \times 110 \\ &= 116,5134 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$d_e = 5,2 \text{ in}$$

D. Trial ukuran SHE

Type HE 1-2			
Bagian Shell		Bagian Tube	
ID _s	= 12,00 in	do	= 1,00 in BWG = 12
n'	= 1	L	= 20 ft Nt = 82
B	= 2,40 in	Susunan segitiga, n	= 2
Pt	= 1,25 in	a'	= 0,4790 in ²
de	= 5,2 in	a"	= 0,2618 ft ² /ft
	= 0,43 ft	di	= 0,7820 in
C"	= 0,25		= 0,0652 ft

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bahan)	Bagian Tube (Air Pendingin)
<p>1. Menghitung N_{Re}</p> $a_s = \frac{ID_s \times C \times B}{n \times Pt \times 144}$ $= \frac{12,0 \times 1/4 \times 2 \ 2/5}{1 \times 1,25 \times 144}$ $= 0,0400$ $G_s = \frac{W}{a_s}$ $= \frac{10080,6705}{0,0400}$ $= 252016,7628 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = 0,7496 \text{ cP}$ $= 2698,47 \text{ lb/ft.jam}$ $N_{Re_s} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= 40,4700$ <p>Mencari faktor panas (J_H)</p> <p>2. J_H = -</p> <p>3. Menghitung harga koefisien film trial ho maksimal 300 Btu/jam.ft²°F</p> $Trial \ ho = 150 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F}$ $tw = tc + \frac{ho}{ho + hio} (tc - Tc)$ $= 109 + \frac{150}{150 + 225,2} - 37$ $= 93,71883 \text{ °F}$ $\Delta t = tc - tw = 14,8 \text{ °F}$	<p>1'. Menghitung N_{Re}</p> $a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{82,00 \times 0,48}{2 \times 144}$ $= 0,1364$ $G_t = \frac{m}{a_t}$ $= \frac{23805,645}{0,1364}$ $= 174551,2941 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>(fig.14 "Kern", hal.823)</p> $\mu = 0,4500 \text{ Cp}$ $= 1,0886 \text{ ft.jam}$ $N_{Re_p} = \frac{G_t \times di}{\mu \times 2,42}$ $= 10449,6128$ <p>2'. Mencari faktor panas (J_H)</p> <p>J_H = -</p> <p>3'. Menghitung harga koefisien film untuk air</p> $\rho = 61,98 \text{ lbm/ft}^3$ $v = \frac{G_t}{3600 \cdot \rho}$ $= \frac{174551,2941}{3600 \times 61,98}$ $= 0,78 \text{ ft/s}$ <p>("Kern", hal.835)</p> <p>faktor koreksi = 0,96</p>

Dari Kern, fig.15.11 hal.474 didapatkan:

$$h_s = 30 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^{\circ}\text{F}$$

$$h_v = 62 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^{\circ}\text{F}$$

Dari App. B didapatkan:

$$Q_1 = 292683,9962 \text{ kkal/jam}$$

$$= 1160707,472 \text{ btu/jam}$$

$$Q_2 = 226005,0078 \text{ kkal/jam}$$

$$= 896276,2046 \text{ btu/jam}$$

$$\begin{aligned} h_o &= \frac{Q}{\frac{Q_1}{h_s} + \frac{Q_2}{h_v}} \\ &= \frac{2056983,677}{\frac{1.160.707}{30} + \frac{896.276}{62}} \\ &= 387,0416 \end{aligned}$$

(fig.25 "Kern", hal.835)

$$h_i = 300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$h_i = 300 \times 0,96$$

$$= 288,0 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$h_{io} = h_i \times (d_i/d_o)^2$$

$$= 225,216 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

E. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\ U_c &= \frac{387,0416 \times 225}{387,0416 + 225} \\ &= 142,3714 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

F. Mencari dirty faktor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{142,37 - 116,51}{142,37 \times 116,51} \\ &= 0,00156 \end{aligned}$$

Karena harga R_d hitung $>$ R_d tetapan, maka rancangan HE memenuhi

Evaluasi Δp	
Bagian Shell (Bahan)	Bagian Tube (Air Pendingin)
1. Menghitung N_{re} dan friksi $N_{re_s} = 40,4700$ <i>Kern fig.29, hal.839</i> $f = 0,0065$ Mencari ΔP_s 2. $= 75,619 \text{ lb/ft}^3$ $\rho = 138$ $BM = 144 \times \rho \times BM$	1. Menghitung N_{re} dan friksi $N_{re_t} = 10449,613$ <i>Kern fig.26, hal.836</i> $f = 0,00050$ $sg = 1$ 2. Mencari ΔP karena panjang pipa $\Delta P_1 = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot d_i \cdot sg \cdot \phi}$

S	$1545 \times (460+T) \times 62,5$	$= \frac{0,00050 \times 174551,3^2 \times 20 \times 2}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,065 \times 1 \times 3}$
	$= 0,023466829$	$= 0,02978 \text{ psi}$
	$= (12 \times L)/B$	ΔP karena tube passes
N+1	$= 1,44$	Dari Kern, fig. 27 hal.837, diperoleh:
	$= \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$	$\left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 0,065$, sehingga
ϕ_s	$= 3,007$	$\Delta P_n = \frac{4n}{sg} \left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$
	$= \frac{f \times Gs^2 \times ID \times (N+1)}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \times de \times sg \times \phi}$	$= \frac{4 \times 2}{1} \times 0,065$
ΔP_1	$= 0,052437 \text{ psi}$	$= 0,052 \text{ psi}$
ΔP_1	$\Delta P_1 < \Delta P_{allow}$	sehingga,
	$0,0524 < 10 \text{ psi}$	$\Delta P_t \text{ total} = 0,02978 + 0,052$
	(memenuhi syarat)	$= 0,082 \text{ psi} < 2,5 \text{ psi}$
		desain memenuhi

Spesifikasi Alat Cooler (E-135) :

Fungsi	: Menurunkan suhu produk dari 37°C menjadi 30°C		
Tipe	: <i>Shell and Tube</i>		
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304		
Media pemanas	: Air pendingin 25 °C		
Kapasitas	: 4572,5207 kg/jam		
Rate pendingin	: 10798,0717 kg/jam		
Dimensi	Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>	
	ID _s = 12,00 in	do = 1,00 in	BWG = 12
	n' = 1	L = 20,0 ft	Nt = 82
	B = 2,40 in	Susunan segitiga, n = 2	
	Pt = 1,25 in	a' = 0,6390 in ²	
	de = 5,20 in	a" = 0,2618 ft ² /ft	
	= 0,43 ft	di = 0,7820 in	
	C" = 0,25	= 0,0652 ft	

Jumlah : 1 buah

20. Cooler (E-135)

Fungsi : Mendinginkan produk Dietil Eter yang keluar dari akumulator

Tipe : *Shell and Tube*

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,00 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimum (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum aliran air pendingin = 2,5 psi
- Digunakan pipa ukuran 1 in OD, BWG 12, L = 20 ft, P_T = 1,25 in
- susunan segitiga (triangular)

Kondisi operasi :

- Massa bahan masuk (W) = 6313,1300 kg/jam
= 13918,053 lb/jam
- Suhu bahan masuk (T_1) = 37,00 °C = 98,60 °F = 310,15 K
- Suhu bahan keluar (T_2) = 30,00 °C = 86,00 °F = 303,15 K
- Kebutuhan air pendingin (m) = 924,2164 kg/jam
= 2037,546 lb/jam
- Panas yang diserap (Q) = 226005,008 Kkal/jam
= 896261,3 Btu/jam
- Suhu pendingin masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F
- Suhu pendingin keluar (t_2) = 95 °C = 203 °F

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)	ρxi
C ₄ H ₁₀ O	6204,259	0,9828	987,649	61,6569	60,594
C ₂ H ₆ O	16,0217	0,0025	1006,630	62,8419	0,1595
H ₂ O	92,8496	0,0147	1266,788	79,0831	1,1631
Total	108,8713	1,0000	2273,418	141,9250	61,916

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{61,9162}{1,0000} = 61,916 \text{ lb/ft}^3 = 991,770 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ
C ₄ H ₁₀ O	6204,259	0,983	0,170	0,167
C ₂ H ₆ O	16,022	0,003	1,050	0,003
H ₂ O	92,850	0,015	0,750	0,011
Total	6313,130	1,000	1,970	0,181

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \mu_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{0,1808}{1,0000} = 0,1808 \text{ lb/ft.s} = 650,7489 \text{ lb/ft.jam}$$

Menentukan C_p

(Yaws and Carl Heat Capacity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	Cp (Joule/kg.K)	Cp (Btu/lb.°F)	Cp .xi
C ₄ H ₁₀ O	6204,259	0,983	100,520	0,024	0,024
C ₂ H ₆ O	16,022	0,003	71,012	0,017	0,000
H ₂ O	92,850	0,015	90,352	0,022	0,000
Total	6313,130	1,000	161,365	0,039	0,024

$$C_p \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot C_{p_i}}{\sum xi}$$

$$= \frac{0,0240}{1,0000} = 0,0240 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

(Yaws and Carl Thermal Conductivity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	k (W/mK)	k (Btu/jam.ft ² .°)	k.xi
C ₄ H ₁₀ O	6204,259	0,983	0,064	0,037	0,037
C ₂ H ₆ O	16,022	0,003	0,061	0,035	0,000
H ₂ O	92,850	0,015	0,637	0,368	0,005
Total	6313,130	1,000	0,762	0,440	0,042

$$k \text{ campuran} = \frac{\sum xi.k}{\sum xi} = \frac{0,0421}{1,0000} = 0,0421 \text{ Btu/jam/ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$$

Perhitungan :**A. Menghitung Δt**

$$\Delta_{t1} = T_1 - t_2 = 104 \text{ °F}$$

$$\Delta_{t2} = T_2 - t_1 = 9 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta_{t1} - \Delta_{t2}}{\ln \frac{\Delta_{t1}}{\Delta_{t2}}} = \frac{104 - 9}{\ln \frac{104}{9}} = \frac{95,4}{2,45101} \text{ °F} = 38,9228 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{99 - 86}{203 - 77} = 0,1 \text{ °F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{203 - 77,0}{99 - 77,0} = 0,7 \text{ °F}$$

Dari Kern fig.21, hal.831 didapatkan harga Ft yang cocok adalah :

$$F_t = 0,94 \text{ (dipilih tipe HE : 1-2)}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 0,94 \times 38,923 \\ &= 36,587 \text{ °F} \end{aligned}$$

B. Menghitung suhu kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{98,600 + 86,00}{2} = 92,300 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{77,0 + 203,0}{2} = 140,00 \text{ °F}$$

C. Trial UD

Dari tabel 8 "Kern" hal. 840, range U_D (light organics) = 40-100 Btu/jam.ft².°F

$$\text{Dicoba UD} = 75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD \times \Delta t} \\ &= \frac{896261,2791}{75 \times 36,587} \end{aligned}$$

$$= \frac{75}{12} \times \frac{36,5874}{12}$$

$$= 326,6189 \text{ ft}^2$$

dengan

$$d_{o \text{ tube}} = 1,00$$

$$\text{BWG} = 12$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Pt} = 1,25 \text{ in}$$

Dari Kern, tabel 10 hal 843, sehingga diperoleh harga $a'' = 0,2618 \text{ ft}^2$

$$N_t = \frac{A}{a'' L}$$

$$= \frac{326,6189}{0,2618 \times 20}$$

$$= 62,379 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9 Hal 842, diperoleh

$$ID_s = 15 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$n = 1$$

$$N_t = 55 \text{ buah}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{62,3795}{55} \times 75$$

$$= 85,0629 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$de = 3,4 \text{ in}$$

D. Trial ukuran SHE

Type HE 1-2	
Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
$ID_s = 15,25 \text{ in}$	$do = 1,00 \text{ in}$ BWG = 12
$n' = 1$	$L = 20 \text{ ft}$ $N_t = 55$
$B = 3,05 \text{ in}$	Susunan segitiga, $n = 1$
$Pt = 1,25 \text{ in}$	$a' = 0,4790 \text{ in}^2$
$de = 3,4 \text{ in}$	$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$
$= 0,28 \text{ ft}$	$di = 0,7820 \text{ in}$
$C'' = 0,25$	$= 0,0652 \text{ ft}$

Bagian Shell (Bahan)	Bagian Tube (Air Pendingin)
<p>1. Menghitung N_{Re}</p> $a_s = \frac{IDs \times C \times B}{n \times Pt \times 144}$ $= \frac{15,3 \times 1/4 \times 3}{1 \times 1,25 \times 144}$ $= 0,0646$ $G_s = \frac{W}{a_s}$ $= \frac{13918,0527}{0,0646}$ $= 215447,4155 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = 0,1808 \text{ cP}$ $= 650,75 \text{ lb/ft.jam}$ $N_{Re_s} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= 93,8049$ <p>Mencari faktor panas (J_H)</p> <p>2. $J_H = -$</p> <p>3. Menghitung harga koefisien film trial ho maksimal 300 Btu/jam.ft².°F</p> $Trial\ ho = 150 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$ $tw = tc + \frac{ho}{ho + hio} (tc - Tc)$ $= 140 + \frac{150}{150 + 225,2} - 48$ $= 159,069 \text{ } ^\circ F$ $\Delta t = tc - tw = 19,1 \text{ } ^\circ F$ <p>Dari Kern, fig.15.11 hal.474 didapatkan:</p> $hs = 30 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ F$ $hv = 62 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ F$ <p>Dari App. B didapatkan:</p> $Q1 = 42029,24164 \text{ kkal/jam}$ $= 166676,8783 \text{ btu/jam}$ $Q2 = 592,0167777 \text{ kkal/jam}$ $= 2347,782272 \text{ btu/jam}$ $ho = \frac{Q}{\frac{Q1}{hs} + \frac{Q2}{hv}}$ $= \frac{169024,6606}{\frac{166.677}{+} 2.348}$	<p>1'. Menghitung N_{Re}</p> $a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{55,00 \times 0,48}{1 \times 144}$ $= 0,1830$ $G_t = \frac{m}{at}$ $= \frac{2037,546}{0,1830}$ $= 11137,0891 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>(fig.14 "Kern", hal.823)</p> $\mu = 0,4500 \text{ Cp}$ $= 1,0886 \text{ ft.jam}$ $N_{Re_p} = \frac{Gt \times di}{\mu \times 2,42}$ $= 666,7282$ <p>2'. Mencari faktor panas (J_H)</p> $J_H = -$ <p>3'. Menghitung harga koefisien film untuk air</p> $\rho = 61,98 \text{ lbm/ft}^3$ $v = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$ $= \frac{11137,0891}{3600 \times 61,98}$ $= 0,05 \text{ ft/s}$ <p>("Kern", hal.835)</p> <p>faktor koreksi = 0,96 (fig.25 "Kern", hal.835)</p> $hi = 300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$ $hi = 300 \times 0,96$ $= 288,0 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$ $hio = hi \times (di/do)$ $= 225,216 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$

$$= \frac{30}{302,1663} \times \frac{62}{225}$$

E. Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$U_c = \frac{302,1663 \times 225}{302,1663 + 225}$$

$$= 129,0386 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

F. Mencari dirty faktor (faktor kekotoran) pipa terpakai

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

$$= \frac{129,04 - 85,063}{129,04 \times 85,063}$$

$$= 0,00401$$

Karena harga R_d hitung > R_d tetapan, maka rancangan HE memenuhi

Evaluasi Δp	
Bagian Shell (Bahan)	Bagian Tube (Air Pendingin)
<p>1. Menghitung N_{re} dan friksi</p> $N_{re_s} = 93,8049$ <p><i>Kern fig.29, hal.839</i></p> $f = 0,0065$ <p>Mencari ΔP_s</p> $= 61,916 \text{ lb/ft}^3$ $\rho = 138$ $BM = \frac{144 \times \rho \times BM}{1545 \times (460+T) \times 62,5}$ $= 0,022810594$ $= (12 \times L)/B$ $N+1 = 1,83$ $\varphi_s = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$ $= 2,464$ $= \frac{f \times Gs^2 \times ID \times (N+1)}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \times de \times sg \times \varphi}$ $\Delta P_1 = 0,115515 \text{ psi}$ $\Delta P_1 < \Delta P_{allow}$	<p>1. Menghitung N_{re} dan friksi</p> $N_{re_t} = 666,728$ <p><i>Kern fig.26, hal.836</i></p> $f = 0,00050$ $sg = 1$ <p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $\Delta P_1 = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot Gt^2 \cdot Ln}{5,22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0,00050 \times 11137,1^2 \times 20 \times 1}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,065 \times 1 \times 2}$ $= 7,4E-05 \text{ psi}$ <p>ΔP karena tube passes</p> <p>Dari Kern, fig. 27 hal.837, diperoleh:</p> $\left[\frac{v^2}{2gc} \right]_{144} \rho = 0,065, \text{ sehingga}$ $\Delta P_n = \frac{4n}{sg} \left[\frac{v^2}{2gc} \right]_{144} \rho$ $= \frac{4 \times 1}{1} \times 0,065$ $= 0,026 \text{ psi}$ <p>sehingga,</p>

0,1155 < 10 psi (memenuhi syarat)	$\Delta P_t \text{ total} = 7,4E-05 + 0,026$ $= 0,026 \text{ psi} < 2,5 \text{ psi}$ <i>desain memenuhi</i>
--------------------------------------	---

Spesifikasi Alat Cooler (E-135) :

Fungsi	: Menurunkan suhu produk dari 37°C menjadi 30°C	
Tipe	: <i>Shell and Tube</i>	
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304	
Media pemanas	: Air pendingin 25 °C	
Kapasitas	: 6313,1300 kg/jam	
Rate pendingin	: 924,2164 kg/jam	
Dimensi	Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
	ID _s = 15,25 in	do = 1,00 in BWG = 12
	n' = 1	L = 20,0 ft Nt = 55
	B = 3,05 in	Susunan segitiga, n = 1
	Pt = 1,25 in	a' = 0,6390 in ²
	de = 3,40 in	a" = 0,2618 ft ² /ft
	= 0,28 ft	di = 0,7820 in
	C" = 0,25	= 0,0652 ft
Jumlah	: 1 buah	

12 Storage Dietil Eter

Fungsi : untuk menyimpan dietil eter

Direcanakkan

Bahan Konsentrasi	= iron and stel
Allowible Stress (f)	= 18750
Tipe pengelasan	= Doble welded but join ,E = 0,8
Faktor korosi (c)	= 1/16 in = 0,0625
waktu tinggal (q)	= 7 hari = 168 jam
volume fluida	= 80 % storage
jumlah tangki	= 1 buah

Dasar perancangan**Kondisi oprasi**

Suhu oprasi	= 30 °C = 303,15 K
Tekanan oprasi	= 1 atm = 14,7 psia = 14,7 psig

Komponen	Massa	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.pi
	(Kg/jam)			
C ₄ H ₁₀ O	6204,2587	0,9828	43,833	43,0771
C ₂ H ₆ O	16,0217	0,0025	93,334	0,2369

H ₂ O	92,8496	0,0147	62,03	0,9124
Total	6313,1300	1,0000	199,2010	44,2263

$$\rho \text{ Campuran} = \frac{\sum \rho_i x_i}{\sum x_i} = \frac{0,9124}{0,0147} = 62,034 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{rate dietil eter masuk (m)} = 6313,1300 = 13918,0527 \text{ lb/jam}$$

Perhitungan**A. menghitung volume tangki**

$$\begin{aligned} \text{Reet volumetrik} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{13918,05266 \text{ lb/jam}}{62,034 \text{ lb/ft}^3} \\ &= \mathbf{224,3616833 \text{ ft}^3/\text{jam}} \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned} \text{volume liquida} &= \frac{m}{\rho} \times q = \frac{224,3616833}{62,0340} \times 168 \\ &= \mathbf{607,615 \text{ ft}^3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume ruang kosong} &= 20\% \text{ volume tangki} = \text{liquid mengisi total } 80\% \\ \text{volume total} &= \frac{100}{80} \times 607,614579 \\ &= \mathbf{759,5182237 \text{ ft}^3} \end{aligned}$$

B. menentukan dimensi tangki

$$\begin{aligned} \text{asumsi LS} &= 1,5 \\ V \text{ silinder} &= \pi/4 \text{ di}^2 L_s \\ V \text{ dished} &= 0,0847 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas} \\ 759,5182237 &= \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 L_s + 0,0847 \text{ di}^3 \\ &= \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 \times 1,5 + 0,0847 \text{ di}^3 \\ &= 1,1775 + 0,0847 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{jumlah tangki} &= 2 \text{ buah, jadi volume pertangki adalah } 379,7591118 \text{ ft}^3 \\ \mathbf{379,7591118} &= 1,2622 \text{ d}^3 \\ &= 6,70080031 \text{ ft} \\ &= \mathbf{80,4096037 \text{ in}} \end{aligned}$$

C. menghitung tinggi liquid

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Liquida (Li)} &= \frac{\text{Volume Liquida}}{\pi/4 \text{ di}^2} \\ &= \frac{607,614579}{3,14/4 \times 44,9007} \\ &= \underline{\underline{607,614579}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{35,24706896}{2} \\
 &= 17,23872642 \text{ ft} \\
 &= \mathbf{7291,3749} \text{ in}
 \end{aligned}$$

D. menghitung diameter tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi : } L_s &= 1,5 \text{ di} \\
 V_{\text{total}} &= V_{\text{spherical}} \\
 759,518224 &= 3,140 \text{ di}^3/6 \\
 \text{di}^3/6 &= 241,8848 \\
 \text{di}^3 &= 1451,30871 \\
 \text{di} &= 11,3219161 \text{ ft} \\
 &= 135,86299 \text{ in} \\
 &= 3,4509200 \text{ m}
 \end{aligned}$$

E. menghitung tinggi likuida

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquida}} &= V_{\text{liquida dalam silinder}} \\
 V_{\text{liquida}} &= \left[\frac{\pi}{4} \times \text{di}^2 \times L_s \right] \\
 607,615 &= \frac{\pi}{4} \times 11,322^2 \times L_s \\
 &= \frac{607,614579}{3,14/4 \times 128,18579} \\
 &= \frac{607,614579}{100,6258} \\
 &= 6,038355273 \text{ ft} \\
 &= 72,46026327 \text{ in}
 \end{aligned}$$

F. menentukan tekanan design

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik (ph)} &= \frac{\rho \times (H-1)}{144} \quad (\text{Brownell \& Young pers 3,17 hal 46}) \\
 &= \frac{62,0 \text{ lb/ft}^3 \times 6,038 \text{ ft} - 1}{144} \\
 &= 2,170 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{atm}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14,7 + 2,170 \\
 &= 16,87 \text{ psia} \\
 &= 2,17 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

G Menentukan tebal silinder (ts)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \cdot \text{di}}{2(f \cdot E - 0,6P_i)} + C \\
 &= \frac{2,1745 \times 11,3219}{2 \times [(18750 \times 0,8) - (0,6 \times 2,174)]} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,000821 + 0,0625 \\
 &= 0,0633 \times \frac{16}{16} \\
 &= \mathbf{1,0131} \approx \mathbf{2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Standarisasi } d_o &= d_i + 2 t_s \\
 &= 135,8630 + \left(2 \times \frac{2}{16} \right) \\
 &= \mathbf{136,1130 \text{ in}} \\
 &= \mathbf{11,34274947 \text{ ft}}
 \end{aligned}$$

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

$$d_o = 240 = 73,200 \text{ m}$$

$$i_c r = 3$$

$$r = 14 \frac{4}{9}$$

$$t_s = 5/16$$

maka :

$$\begin{aligned}
 d_{i \text{ baru}} &= d_o - 2 t_s \\
 &= 240 - (2 \times 0,1250) \\
 &= \mathbf{239,75 \text{ ft}} \\
 &= \mathbf{73,124 \text{ m}} \\
 &= \mathbf{2877 \text{ in}}
 \end{aligned}$$

H. menghitung tinggi silender (LS)

$$H = h_a + L_s$$

dimana:

$$h_a = 0,17 \times d_i$$

$$h_a = 0,17 \times 239,750$$

$$h_a = \mathbf{40,5178 \text{ in}}$$

$$L_s = 1,5 d_i$$

$$L_s = 1,5 \times 239,7500$$

$$L_s = \mathbf{359,625 \text{ in}}$$

$$H = h_a + L_s$$

$$H = 40,5178 + 359,6250$$

$$H = \mathbf{400,143 \text{ in}} = \mathbf{33,34522917 \text{ ft}}$$

I. Menentukan tebal tutup atas /Standart dished head (tha)

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_i \times d_i}{(fE - 0,1 P_i)} + C \\
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times 2,17 \times 239,75}{18750 \times 1 - 0,1 \times 2,17} + 0,06 \\
 t_{ha} &= \frac{461,38}{14999,78} + 0,063 \\
 t_{ha} &= 0,0308 + 0,063 \\
 t_{ha} &= 0,0933 \text{ in} \times \frac{16}{16} \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{1,49}{16} \approx \frac{2}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi	=	Untuk menyimpan sementara dietil eter
Jumlah Tangki	=	2 Buah
Waktu Tinggal	=	7 Hari
Bahan Kontruksi	=	Iron and steel
Volume tangki	=	759,5182237 ft ³
Diameter Dalam (di)	=	2877,00 in = 73,0758 m
Diameter Luar (do)	=	136,113 in = 3,45727 m
Tekanan Disegen (pi)	=	2,174 psig
Tebal Silinder (ts)	=	$\frac{2}{16}$ in
Tinggi silinder (Ls)	=	359,6250 in
Tinggi Tangki (H)	=	400,142750 in
Tebal Tutup Atas (tha)	=	$\frac{2}{16}$ in
Tebal Tutup Atas (ha)	=	40,5178 in

24. Packing Produk Dietil Eter (P-137)

Fungsi : Untuk pengemasan produk Vinil Asetat dari tangki penyimpanan

Direncanakan:

Kapasitas bahan	=	6313,1300 kg/jam	=	13920,4517 lb/jam
Kapasitas mesin	=	13920,4517 lb/jam		
ρ C ₄ H ₆ O ₂	=	62,034 lb/ft ³		
Volume mesin	=	$\frac{\text{Kapasitas mesin}}{\text{Densitas bahan}}$		
	=	$\frac{13920,4517 \text{ lb/jam}}{62,034 \text{ lb/ft}^3}$		
	=	224,4004 ft ³ /jam		
	=	6354,3000 L/jam		

Asumsi : dalam 1 jam dapat mengemas 1 drum dengan ukuran 100 L

Kebutuhan drum	=	$\frac{6354,3000 \text{ L/jam}}{100,0000 \text{ L/jam}}$
	=	64 drum/jam

Spesifikasi Alat Packing Produk Dietil Eter (P-137) :

Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Kapasitas mesin	: 13920,452 lb/jam
Volume mesin	: 224,4004 ft ³ /jam
Jumlah	: 1

25. Gudang Dietil eter (F-138)

Fungsi : Untuk penyimpanan produk utama Dietil Eter

Tipe : Bangunan gedung berbahan beton

Direncanakan :

Waktu tinggal (q)	=	14 hari = 336 jam
Volume gudang	=	80% storage

Jumlah gudang	=	1	buah
Kondisi operasi :			
Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan operasi	=	1	atm
ρ bahan	=	62,03	lb/ft ³
Kapasitas bahan masuk	=	6313,1300 Kg/jam	= 13920,45 lb/jam

Perhitungan :**A. Menghitung volume gudang**

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= \frac{m}{\rho} \times q \\ &= \frac{13920,4517}{62,0340} \times 336 \\ &= 75398,5194 \text{ ft}^3 \\ &= 2133,7781 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume ruang kosong} = 20\% \text{ volume gudang}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= \text{volume gudang} + 20\% \text{ volume gudang} \\ &= 2133,7781 + 426,7556 \\ &= 2560,5337 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

B. Menentukan ukuran gudang

Ditetapkan :

$$\text{Panjang} = 4 \times \text{lebar bangunan}$$

$$\text{Tinggi I beam} = 15 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned} V &= P \times l \times t \\ 2560,5337 \text{ m}^3 &= 4 \times l \times 15 \\ 2560,5337 \text{ m}^3 &= 60 l^2 \\ l &= 6,5327 \text{ m} \\ P &= 26,1306 \text{ m} \\ t &= 12 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi Gudang Dietil Eter (F-138) :

Bahan	:	Beton
Ukuran	:	Panjang = 26 m
		Lebar = 7 m
		Tinggi = 12 m
Kapasitas	:	2560,5337 m ³
Jumlah	:	1 buah

APPENDIKS D¹ UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting menunjang jalannya proses produksi dalam suatu proses dalam suatu Industri Kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Unit utilitas yang diperlukan pada pra-rencana pabrik dietil eter ini yaitu:

- 1 Unit penyediaan air
 - Air pendingin
 - Air umpan boiler
 - Air sanitasi
 - Air proses
- 2 Unit penyediaan tenaga listrik
- 3 Unit penyediaan bahan bakar

D.1. Unit Pengolahan Air (*Water Treatment*)

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, direncanakan menggunakan air kawasan. Pengambilan air kawasan kemudian ditampung dalam bak penampung air kawasan. Untuk air sanitasi tidak diperlukan adanya pengolahan, sedangkan air pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing.

A. Air Pendingin

Air pendingin yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat seperti pada tabel dibawah ini:

Tabel D.1.1. Total Kebutuhan Air Pendingin

Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan Air Pendingin (kg/jam)
E-125	Reaktor	42.596,6550
E-125	Cooler	26.593,7576
E-125	Kondensor	66,4368
E-125	Cooler	924,2164
E-125	Cooler	10.798,0717
Total		80.979,1375

¹ Direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplay adalah excess 20%, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= 1,2 \times 80.979,1375 \text{ kg/jam} \\ &= 97.174,9650 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

B. Air Umpan Boiler (penghasil steam)²

Pada pra-rencana Dietil Eter ini, kebutuhan air pengisi Boiler atau air umpan Boiler berdasarkan pada kebutuhan steam. Adapun kebutuhan steam tersebut digunakan pada peralatan:

Tabel D.1.2. Total Kebutuhan Steam

Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
E-117	Vaporizer	620,9519

E-119B	Heater	1.276,9821
E-119C	Reboiler	8,0181
Total		1.905,9521

1 Direncanakan banyaknya steam yang disupply adalah excess 20%, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 1,2 \times 1.905,9521 \text{ kg/jam} \\ &= 2.287,1425 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Make up untuk kebutuhan steam direncanakan 10%, maka:

$$\begin{aligned} \text{Make up steam} &= 1,1 \times 2.287,1425 \text{ kg/jam} \\ &= 2.515,8567 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi jumlah steam yang harus dihasilkan oleh Boiler adalah:

$$\begin{aligned} \text{Massa steam (m}_s) &= 2.515,8567 \text{ kg/jam} \\ &= 5.546,4578 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

2 Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi sebagai berikut:

- Suhu (T) = 135 °C = 275 °F
- Tekanan (P) = 479,2 kPa = 69,4950 psia
- Air umpan Boiler masuk pada suhu 30 °C = 86 °F

Dasar Perhitungan:

$$Q = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{1.000}$$

Dimana:

$$\begin{aligned} m_g &= \text{massa steam yang dihasilkan} \\ H_g &= \text{entalpi steam pada } 275 \text{ } ^\circ\text{F} \\ H_f &= \text{entalpi air masuk pada } 86 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari App A.2-9 Geankoplis, hal 859 didapatkan:

$$\begin{aligned} H_{186^\circ\text{F}} &= 54,081 \text{ Btu/lbm} \\ H_{86^\circ\text{F}} &= 1099,48 \text{ Btu/lbm} \\ H_{266^\circ\text{F}} &= 271,744 \text{ Btu/lbm} \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{5.546,4578 \text{ lb/jam} \times (271,7 - 54,08) \text{ btu/lb}}{1.000} \\ &= 1.207,2586 \text{ kbtu/jam} \\ &= 1.207.258,6359 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Dimana : 1 BHp = 33.475 btu/jam

$$\begin{aligned} \text{Jadi, BHp} &= \frac{1.207.258,6359 \times 271,74 \times 54,0810}{33.475 \times 1.099,4800} \\ &= 482,056 \text{ Hp} \\ &= 48 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas dipindahkan permukaan air} &= 6.10^5 \text{ W/m}^2 \text{ btu/jam.ft}^2 \\ &= 190198,44 \text{ (Perry's 6}^{\text{th}} \text{ ed. table 9.49)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan panas (A)} &= \frac{1.207.258,6359 \text{ btu/jam}}{190.198,4400 \text{ btu/jam.ft}^2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 6,3474 \text{ ft}^2 \\
 \text{Faktor evaporasi} &= \frac{H_g - H_f}{970,3} \\
 &= \frac{271,7 - 54,08}{970,3}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,2243 \\
 \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \text{faktor evaporasi} \times \text{rate steam} \\
 &= 0,2243 \times 5.546,4578 \text{ lb/jam} \\
 &= 1.244,2117 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan fuel oil 33 °API dengan *Heating Value* :

$$\begin{aligned}
 H_v &= 136000 \text{ btu/lb} \quad (\text{Perry's 7}^{\text{th}} \text{ ed. fig. 27-3, hal. 27-10}) \\
 &= 79084 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Diperkirakan efisiensi Boiler 85%, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{efisiensi} \times H_v} \\
 &= \frac{5.546,4578 \times (271,7 - 54,08) \text{ btu/lb}}{0,85 \times 136000} \\
 &= 10,4434 \text{ lb/jam} \\
 &= 4,7370 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah perpindahan panas Boiler dan jumlah tube dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 - \text{ Heating value surface} &= 10 \text{ ft}^2/\text{Hp boiler} \\
 - \text{ panjang pipa (L)} &= 20 \text{ ft} \\
 - \text{ Ukuran pipa} &= 4 \text{ in} \\
 - \text{ Luas permukaan (at)} &= 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, tabel 10, hal. 844})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Heating surface Boiler} &= H_v \text{ surface} \times \text{Hp Boiler} \\
 &= 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \times 48 \text{ Hp} \\
 &= 480,0000 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube yang dibutuhkan, Nt} &= \frac{A}{\text{at} \times L} \\
 &= \frac{480,0000 \text{ ft}^2}{1,178 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 20 \text{ ft}} \\
 &= 20,3735 \approx 20 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

>> Spesifikasi Boiler (Q-220)

- Tipe	:	Fire tube boiler	
- kapasitas Boiler	:	1.207.258,6359	btu/jam
- Rate steam	:	5.546,4578	Ib/jam (pada 69,4950 psia)
- Bahan bakar	:	Fuel oil 33 °API	
- Effisiensi	:	85%	
- Heating surface	:	480,0000	ft ²
- Jumlah tube	:	20	tube
- Ukuran tube	:	4	in
- Panjang tube	:	20	ft
- Jumlah Boiler	:	1	Buah

Dari perhitungan di atas, diketahui bahwa jumlah air umpan yang dibutuhkan sebesar 1.244,2117 Ib/jam. Air umpan Boiler disediakan excess 10% sebagai pengganti steam yang hilang, kebocoran akibat dari transmisi diperkirakan sebesar 5% dan faktor keamanan 5%.

Sehingga kebutuhan air umpan Boiler sebesar :

Excess 10%

$$1,1 \times 1.244,2117 \text{ Ib/jam} = 1.368,6329 \text{ Ib/jam}$$

Faktor kebocoran 5%

$$0,05 \times 1.244,2117 \text{ Ib/jam} = 62,2106 \text{ Ib/jam}$$

Faktor keamanan 5%

$$0,05 \times 1.244,2117 \text{ Ib/jam} = 62,2106 \text{ Ib/jam}$$

Jadi total kebutuhan air umpan Boiler adalah :

$$= 1.368,6329 + 62,2106 + 62,2106$$

$$= 1.493,0541 \text{ Ib/jam}$$

$$= 677,2344 \text{ kg/jam}$$

C. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, tanaman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut:

a. Syarat Fisik

- Suhu = berada di bawah suhu kamar
- Warna = tidak berwarna
- Rasa = tidak berasa
- Bau = tidak berbau
- Kekeruhan = < 1 mg SiO₂/liter
- pH = netral

b. Syarat Kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti : Pb, As, Cr, Cd dan Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat Mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifa-sifat fisik air

Kebutuhan air sanitasi pada pra-rencana Pabrik dietil eter ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air setiap orang adalah 120 L/hari

Jumlah karyawan pada pabrik = 146 orang

Jam kerja untuk setiap karyawan = 8 jam/hari

Jadi, kebutuhan air karyawan per jam kerja adalah :

$$120 \text{ L/hari} \times \frac{8 \text{ jam}}{24 \text{ jam}} = 40 \text{ L}$$

Kebutuhan per jam = 5 L/jam

Kebutuhan air untuk 146 karyawan,

$$5 \text{ L/jam} \times 146 = 730 \text{ L/jam}$$

Jika densitas air = 995,68 kg/m³

= 0,99568 kg/L, maka kebutuhan air sanitasi karyawan :

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

$$\begin{aligned}
 v \cdot \rho &\Rightarrow m \\
 &= 730 \text{ L/jam} \times 0,99568 \text{ kg/L} \\
 &= 726,8464 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan,

sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman:

$$50\% \times 726,8464 = 363,4232 \text{ kg/jam}$$

Jadi, total kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman :

$$726,8464 + 363,4232 = 1090,2696 \text{ kg/jam}$$

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium, dan taman, sehingga kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan cadangan air :

$$40\% \times 1090,2696 = 436,10784 \text{ kg/jam}$$

Jadi, total kebutuhan air untuk sanitasi sebesar:

$$1090,2696 + 436,10784 = 1526,3774 \text{ kg/jam}$$

Tabel D.1.4. Total kebutuhan air pada peralatan

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1.	Air Sanitasi	1.526,3774
2.	Air Umpan Boiler	5.546,4578
3.	Air Pendingin	97.174,9650
Jumlah		104.247,8002

Air didapatkan dari air kawasan, sehingga pengolahan awal tidak diperlukan.

Spesifikasi Alat pada Unit Utilitas

1. Pompa Air Kawasan (L-211)

Fungsi : Untuk memompa air Kawasan ke bak air bersih

Tipe : Pompa Sentrifugal

Dasar perencanaan:

$$\text{Rate aliran} = 104247,8002 \text{ kg/jam}$$

$$= 229866,3994 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 995,6800 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 62,1580 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

$$= 1,9368 \text{ lb/ft.jam}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{A. Rate Volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{r \text{ liquid}} \\
 &= \frac{229866,40 \text{ lb/jam}}{62,1580 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 3698,1001 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$= 1,0273 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 461,02982 \text{ gpm}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

$$\text{di optimum} = 3.9 \times Q^{0.45} \times r^{0.13}$$

$$= 3,90 \times 1,012 \times 1,711$$

$$= 6,7526 \text{ in}$$

$$= 6 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 6 \text{ in sch 40}$$

Sehingga diperoleh:

$$\text{OD} = 6,6250 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 6,0650 \text{ in} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 0,2006 \text{ ft}^2$$

$$\text{B. Laju aliran fluida (V)} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{1,0273}{0,2006}$$

$$= 5,1209 \text{ ft/detik}$$

$$= 18435,1951 \text{ ft/jam}$$

C. Cek jenis aliran fluida

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

$$= \frac{0,5054 \times 18435,1951 \times 62,1580}{1,9368}$$

$$= 299023,781$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah aliran turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Commercial Steel

Sehingga diperoleh:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,5054} = 0,00030$$

$$f = 0,005 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 120 ft
- elbow 90° = 2 buah
 - Le/D = 35 (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
 - Le = 35 ID
 - = 35 x 2 x 0,5054 ft
 - = 35,378872 ft
- Gate valve = 2 buah (wide open)
 - Le/D = 9 (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
 - Le = 9 ID
 - = 9 x 2 x 0,5054 ft
 - = 9,0974242 ft
- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + elbow 90° + gate valve
 - = 120 + 35,3789 + 9,0974

$$= 164,4763 \text{ ft}$$

$$= 1973,7156 \text{ in}$$

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{5,1209^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,2241394 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \times 0,005 \times \frac{120,000}{0,5054} \times \frac{5,1209^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 1,9352 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada ekspansi (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c}$$

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{5,1209^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,4075 \text{ lbf.ft/lbm}$$

4. Friksi pada Elbow 90° = 2 buah

$$K_f = 0,75$$

(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = 2K_f \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{5,1209^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,6113 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. Friksi pada Gate valve = 2 buah

$$K_f = 0,17$$

(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = 2K_f \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93)

$$= 2 \times 0,17 \times \frac{5,1209^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,13856 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga :

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = h_c + F_f + h_{ex} + \Sigma h_f$$

$$= 0,2241394 + 1,9352 + 0,4075261 + 0,74985$$

$$= 3,3167 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Direncanakan:

$$\Delta Z = 60 \text{ ft}$$

D-8

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Karena } P_1=P_2)$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 5,12 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} - \frac{V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{26,22^2}{2 \times 1 \times 32,17} - \frac{0}{2 \times 1 \times 32,17} + \frac{60,00}{32,17} + 0 + 3,317 = -W_s$$

$$-W_s = 5,589$$

$$W_s = -5,589 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Dengan kapasitas = 461,0298

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 79\%$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-5,5891 = -0,79 W_p$$

$$W_p = 7,07 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Pump horsepower} = \frac{W_p \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{7,07 \times 1,027 \times 62,158}{550}$$

$$= 0,8213 \text{ Hp}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Pump HP}}{h \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,8213}{0,7900}$$

$$= 1,0397 \text{ Hp}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 80\% \text{ (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)}$$

$$= 0,80$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{motor}}}$$

$$= \frac{1,040}{0,80}$$

$$= 1,29959 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 2 Hp
- Bahan : *Commersial Steel*
- Jumlah : 1 buah

2 Bak Air Bersih (F-212)

Fungsi : Menampung air bersih untuk didistribusikan ke proses berikutnya

Dasar Perencanaan :

- Rate aliran = 104247,8002 kg/jam

$$\begin{aligned} &= 229824,7003 \text{ lb/jam} \\ - \text{ Densitas } (\rho) \text{ air} &= 62,1580 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

1
Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{229824,7003 \text{ lb/jam}}{62,1580 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 3697,4293 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 104,7001 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Waktu tinggal} &= 24 \text{ jam} \\ \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 104,700 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 2512,8025 \text{ m}^3 \\ \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ volume bak} \\ \text{Volume bak} &= \frac{2512,8025 \text{ m}^3}{80\%} \\ &= 3141,00314 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned} \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 6 : 4 : 3 \\ \text{Volume Bak} &= 6 \text{ m} \times 4 \text{ m} \times 3 \text{ m} \\ &= 72 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 72 \text{ x}^3 \\ 3141,00314 \text{ m}^3 &= 72 \text{ x}^3 \\ \text{x} &= 3,5203 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi bak air bersih :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 6 \text{ x} 3,5203 \text{ m} = 21,1217 \approx 22 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 4 \text{ x} 3,5203 \text{ m} = 14,0812 \approx 15 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 3 \text{ x} 3,5203 \text{ m} = 10,5609 \approx 11 \text{ m} \end{aligned}$$

2
Spesifikasi Bak Air Bersih

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 22 m
- Lebar : 15 m
- Tinggi : 11 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

3 Pompa Air Bersih (L-213)

Fungsi : Memompakan air dari bak penampung air bersih untuk didistribusikan menuju treatment air proses dan air umpan Boiler, air pendingin serta air untuk kebutuhan sanitasi

Tipe : Pompa Sentrifugal

Dasar perencanaan:

D-10

Rate aliran	=	104247,8002	kg/jam
	=	229866,3994	lb/jam
Densitas air	=	62,1580	Kg/m ³
	=	3,8804	lb/ft ³
Viskositas	=	0,0005	lb/ft.detik
	=	1,9368	lb/ft.jam

Perhitungan:

Dengan cara yang sama pada pompa L-211, maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 2 Hp
- Bahan : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1 buah

4 Kation Exchanger (D-210A)

Fungsi = Untuk menghilangkan ion - ion positif yang menyebabkan kesadahan air. Resin yang digunakan adalah RSO₃H⁺

Dimana kapasitas tukar kation/anion total exchange capacity (TEC):

Kation	:	40	kg/ft ³	(Pure water care, 2014)
	:	88,2	lb/ft ³	

Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Asumsi kesadahan TDS

Total Kation	=	50	mg/L
	=	0,0031	lb/ft ³

Dasar perencanaan:

Rate aliran	=	102721,4228	kg/jam	=	226459,65	lb/jam
Densitas	=	62,158	lb/ft ³			

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{226459,65 \text{ lb/jam}}{62,1580 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 3643,2922 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,0120 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 476,118 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Penentuan kapasitas resin:

$$\begin{aligned} V_R &= \frac{Q.t.TDS.15,45}{TEC.35,34.\eta} \\ V_P &= Q.t \\ V_R &= \frac{V_P.TDS.0,4372}{TEC.\eta} \end{aligned}$$

Volume kation

$$V_R = \frac{3643,29}{88,2} \times 0,0031 \times \frac{0,4372}{90\%}$$

$$= 0,0626 \text{ ft}^3 = 1,7734 \text{ L}$$

Diambil volume resin $V_R = 2 \text{ L}$ (untuk lama siklus 1 jam)

Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuhkan resin sebanyak:

$$V_R = 2 \text{ L} \times 24 \text{ jam} \times 330 \text{ hari}$$

$$= 14045 \text{ L}$$

Direncanakan:

- Tangki berbentuk silinder

- kecepatan air = 5 gpm/ft²

- tinggi bed = 2 m = 6,56160 ft

- Tinggi tangki = 1,5 diameter

$$\text{Luas penampang tangki} = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}}$$

$$= \frac{476,1176}{5}$$

$$= 95,2235 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume bed} = \text{luas} \times \text{tinggi}$$

$$= 95,224 \times 6,56160$$

$$= 624,819 \text{ ft}^3 = 17,693 \text{ m}^3$$

Diameter bed,

$$\text{Luas} = \pi/4 \times D^2$$

$$95,224 \text{ ft}^2 = 0,785 \times D^2$$

$$D = 11,0138 \text{ ft}$$

$$\text{Direncanakan H/D} = 1,5$$

$$H = 1,5 \times D$$

$$= 1,5 \times 11,0138 \text{ ft}$$

$$= 16,5207 \text{ ft}$$

Volume tangki

$$V = H \times A = 16,5207 \text{ ft} \times 95,224 \text{ ft}^2$$

$$= 1573,1594 \text{ ft}^3$$

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 3 Grain Hardness , maka :

$$\text{Kandungan kation} = 476,118 \text{ gpm} \times 3$$

$$= 1428,353 \text{ grains/menit}$$

$$= 85701,162 \text{ grains/jam}$$

$$\text{Hardness sebanyak} = 624,82 \text{ ft}^3 \times 40 \text{ kg/ft}^3$$

$$= 24992,744 \text{ kg}$$

$$= 385693,03 \text{ kg}$$

$$\text{Umur Resin} = \frac{385693,03}{85701,162} = 4,5 \text{ jam}$$

Jadi setelah 4,5 jam, resin harus segera diregenerasi dengan

menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

Spesifikasi Kation Exchanger

- Bahan konstruksi	:	SS SA 240 Grade M Type 316
- Diameter	:	11,01380 ft
- Tinggi	:	16,52070 ft
- Jumlah	:	1

5 Anion Exchanger (D-210B)

Fungsi = Untuk menghilangkan ion - ion negatif yang menyebabkan kesadahan air. Resin yang digunakan adalah $RCH_2N(CH_3)_3OH$

Dimana kapasitas tukar kation/anion total exchange capacity (TEC):

Kation	:	21,9 kg/ft ³	(Pure water care, 2014)
	:	48,3 lb/ft ³	

Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Asumsi kesadahan TDS

Total Kation	=	133 mg/L
	=	0,0083 lb/ft ³

Dasar perencanaan:

Rate aliran	=	102721,4228 kg/jam	=	226500,7372 lb/jam
Densitas	=	62,1580 lb/ft ³		

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{226500,7372 \text{ lb/jam}}{62,1580 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 3643,95 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1,0122 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 476,20 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Penentuan kapasitas resin:

$$V_R = \frac{Q.t.TDS.15,45}{TEC.35,34.\eta} \quad (\text{Pure water care, hal.2})$$

$$V_R = \frac{Q.t.TDS.0,4372}{TEC.\eta}$$

$$V_P = Q.t$$

$$V_R = \frac{V_P.TDS.0,4372}{TEC.\eta}$$

Volume anion

Volume kation

$$\begin{aligned}
 V_R &= \frac{3643,95 \times 0,0083 \times 0,4372}{48,29 \times 90\%} \\
 &= 0,3043 \text{ ft}^3 = 8,6174 \text{ L}
 \end{aligned}$$

Diambil volume resin $V_R = 9 \text{ L}$ (untuk lama siklus 1 jam)

Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuhkan resin sebanyak:

$$V_R = 9 \text{ L} \times 24 \text{ jam} \times 330 \text{ hari} \\ = 68250 \text{ L}$$

Direncanakan:

- Tangki berbentuk silinder
- kecepatan air = 5 gpm/ft²
- tinggi bed = 2 m 6,56160 ft
- Tinggi tangki = 1,5 diameter

$$\text{Luas penampang tangki} = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}} \\ = \frac{3643,9532}{5} \\ = 728,7906 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume bed} = \text{luas} \times \text{tinggi} \\ = 728,791 \times 6,56160 \\ = 4782,033 \text{ ft}^3 = 135,413 \text{ m}^3$$

Diameter bed,

$$\text{Luas} = \pi/4 \times D^2 \\ 728,791 \text{ ft}^2 = 0,785 \times D^2 \\ D = 30,4696 \text{ ft}$$

$$\text{Direncanakan H/D} = 1,5 \\ H = 1,5 \times D \\ = 1,5 \times 30,4696 \text{ ft} \\ = 45,7044 \text{ ft}$$

Volume tangki

$$V = H \times A = 45,7044 \text{ ft} \times 728,791 \text{ ft}^2 \\ = 33308,9247 \text{ ft}^3$$

Diasumsikan : ¹ tiap galon air mengandung 3 Grain Hardness , maka :

$$\text{Kandungan kation} = 476,204 \text{ gpm} \times 3 \\ = 1428,612 \text{ grains/menit} \\ = 85716,711 \text{ grains/jam}$$

$$\text{Hardness sebanyak} = 4782,03 \text{ ft}^3 \times 22 \text{ kg/ft}^3 \\ = 104726,52 \text{ kg} \\ = 1616160,5 \text{ kg}$$

$$\text{Umur Resin} = \frac{1616160,5}{85716,711} = 18,9 \text{ jam}$$

Jadi setelah 18,9 jam, resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

Spesifikasi Anion Exchanger

- Bahan konstruksi : SS SA 240 Grade M Type 316

D-14

- Diameter : 30,4696 ft
- Tinggi : 45,7044 ft
- Jumlah : 1

6 Bak Air Lunak (F-214)

Fungsi : Menampung air lunak untuk didistribusikan ke proses, air umpan boiler, dan air pendingin

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 102721,4228 kg/jam
- = 226459,6486 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,158 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{226459,6486 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 3643,2922 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 103,1671 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Waktu tinggal} &= 3 \text{ jam} \\ \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 103,17 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\ &= 309,50131 \text{ m}^3 \\ \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ volume bak} \\ \text{Volume bak} &= \frac{309,5013}{80\%} \text{ m}^3 \\ &= 386,8766424 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned} \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 6 \times 4 \times 3 \\ \text{Volume Bak} &= 6 \text{ m} \times 4 \text{ m} \times 3 \text{ m} \\ &= 72 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 72 \text{ m}^3 \\ 386,8766424 \text{ m}^3 &= 72 \text{ m}^3 \times x \\ x &= 1,752 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi bak air lunak :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 6 \times 1,752 \text{ m} = 10,509077 \approx 11 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 4 \times 1,752 \text{ m} = 7,0060516 \approx 7 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 3 \times 1,752 \text{ m} = 5,2545387 \approx 5 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi Bak Air Lunak

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 11 m
- Lebar : 7 m
- Tinggi : 5 m
- Bahan : Beton bertulang

- Jumlah : 1 Buah

7 Pompa Air Lunak ke Daerator (L-216)

Fungsi : Memompakan air menuju dearator, bak umpan boiler

Type : Centrifugal Pump

Dasar Perencanaan :

- rate aliran	=	102721,4228	kg/jam
	=	226459,6486	lb/jam
- densitas (ρ) air	=	62,158	lb/ft ³
- viskositas (μ)	=	0,0005	lb/ft.detik
	=	1,9368	lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{226459,6486 \text{ lb/jam}}{62,1580 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 3643,2922 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1,012 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 454,258 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 4000$), maka :

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496}) \\
 &= 3,9 \times 1,012^{0,45} \times 62,158^{0,13} \\
 &= 6,707418 \text{ in} \\
 &= 7 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 5 in sch 40 (Geankoplis, APP. A.5-1)

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 5,5630 \text{ in} = 0,4636 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 5,0470 \text{ in} = 0,4206 \text{ ft} \\
 \text{A} &= 0,1390 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{1,012}{0,1390} \\
 &= 7,2808 \text{ ft/detik} \\
 &= 26210,74 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{6,7074 \times 7,2808 \times 62,158}{0,0005} \\
 &= 5642175,911
 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen flow

Ditentukan bahan pipa adalah *Commercial Steel*

Sehingga diperoleh :

D-16

$$\epsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000150917}{6,7074} = 0,00002$$

$$f = 0,005 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

D. Menentukan panjang pipa

Asumsi

Panjang pipa = 120 ft

Elbow 90° = 2 buah

Le/D = 35

Le = 35 x ID

= 29,440588 ft

= 353,28706 in

Gate valve = 2 buah

Le/D = 9

Le = 9 x ID

= 7,5704369 ft

= 90,845243 in

Globe Valve = 1 buah

Le/D = 300

Le = 300 x ID

= 126,17395 ft

= 1514,0874 in

= Pipa lurus + Elbow 90° + Gate valve + Globe Valve

= 120 + 29,4406 + 7,5704 + 126,1739

= 283,18497 ft

= 3398,248 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{7,2808^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,4531 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89})$$

$$= 4 \times 0,005 \times \frac{29,441}{0,4206} \times \frac{7,2808^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 1,1533 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada ekspansi (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c}$$

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{7,2808^2}{2}$$

$$= 0,8237935 \text{ lbf.ft/lbm} \quad 2 \times \frac{1}{32,174}$$

4. Friksi pada Elbow 90° = 2 buah
 $K_f = 0,75$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = 2K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94})$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{7,2808^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 1,2357 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. Friksi pada Gate valve = 2 buah
 $K_f = 0,17$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = 2K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93})$$

$$= 2 \times 0,17 \times \frac{7,2808^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,28009 \text{ lbf.ft/lbm}$$

6. Globe valve, 1 buah
 $K_f = 6$ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)

$$hf = 1K_f \times \frac{v^2}{2.g_c}$$

$$= 6 \times \frac{53,0095}{64,348}$$

$$= 4,9428 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga :

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = h_c + F_f + h_{ex} + \Sigma hf$$

$$= 0,4530864 + 1,1533 + 0,8237935 + 6,45854$$

$$= 8,8887 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Direncanakan:

$$\Delta Z = 75 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Karena } P_1=P_2)$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 7,28 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2}{2.g_c} - \frac{V_1^2}{2.g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{53,01}{2 \times 32,17} - \frac{0}{2 \times 32,17} + \frac{75,00}{32,17} + 0 + 8,889 = -W_s$$

$$-W_s = 12,044$$

$$W_s = -12,044 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Untuk kapasitas = 454,258 gpm

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 75\%$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= - \eta W_p \\
 -12,0436 &= - 0,75 W_p \\
 W_p &= 16,06 \text{ lbf.ft/lbm} \\
 \text{Pump horsepower} &= \frac{W_p \times Q \times \rho}{550} \\
 &= \frac{16,06 \times 1,012 \times 62,158}{550} \\
 &= 1,8366 \text{ Hp} \\
 \text{BHP} &= \frac{\text{Pump HP}}{h \text{ motor}} \\
 &= \frac{1,8366}{0,7500} \\
 &= 2,4488 \text{ Hp} \\
 \eta \text{ motor} &= 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521}) \\
 &= 0,80 \\
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{2,449}{0,80} \\
 &= 3,0610 \text{ Hp} \approx 4 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 4 Hp
- Bahan : *Commersial Steel*
- Jumlah : 1 buah

8 Deaerator (D-217)

Fungsi = Untuk menghilangkan gas dalam air umpan boiler

Tipe = Silinder Horizontal

Dasar perencanaan:

$$\begin{aligned}
 \text{Rate aliran} &= 5546,4578 \text{ kg/jam} \\
 &= 4092,0000 \text{ lb/jam} \\
 \text{Densitas} &= 62,1580 \text{ g/cm}^3 \\
 \text{Viskositas} &= 0,0005 \text{ lb/ft.detik} \\
 &= 1,9368 \text{ lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

A. Rate Volumetrik (Q)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{4092}{62,1580} \\
 &= 65,8323 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1,8729 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{Waktu tinggal} \\
 &= 65,83226 \times 1 \\
 &= 65,83226 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 80\% \text{ Volume bak}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{65,8323}{80\%} \\ &= 82,2903 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Menentukan dimensi tangki

$$\text{Volume tangki} = 1/4 \pi \text{ Di}^2 \text{ Ls}$$

$$\text{Diasumsikan, Ls} = 1.5\text{Di}$$

Sehingga:

$$\text{Volume tangki} = 1/4 \pi \text{ Di}^2 \text{ Ls}$$

$$82,29033125 \text{ ft}^3 = 1/4 \times 3.14 \times (\text{Di})^2 \times 1.5\text{Di}$$

$$82,29033125 \text{ ft}^3 = 1,1775 \text{ Di}^3$$

$$\text{Di}^3 = 69,885632 \text{ ft}^3$$

$$\text{Di} = 4,1190396 \text{ ft}$$

Jadi, tinggi tangki adalah

$$\text{Ls} = 4,119039578$$

$$= 6,1786 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi tutup (h)

$$h = 0.196\text{Di}$$

$$= 0.196 \times 4,1190396$$

$$= 0,8073318 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga, total tinggi tangki adalah} &= \text{Ls} + 2(\text{h}) \\ &= 7,793222881 \text{ ft}\end{aligned}$$

Spesifikasi Alat:

Bentuk = Silinder Horizontal

Tinggi = 7,793 ft

Di = 4,1190396 ft

Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Jumlah = 1 buah

9 Bak Air Umpan Boiler (F-218)

Fungsi : Menampung air umpan boiler dari deaerator untuk didistribusikan ke Boiler

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 5546,4578 kg/jam

= 12227,7208 lb/jam

- densitas (ρ) air = 62,1580 lb/ft³

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

= $\frac{12227,7208}{62,1580}$ lb/jam

lb/ft³

= 196,7201 ft³/jam

= 5,5705 m³/jam

Waktu tinggal = 4 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 5,57 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam} \\
 &= 22,28209 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ volume bak} \\
 \text{Volume bak} &= \frac{22,282}{80\%} \text{ m}^3 \\
 &= 27,853 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 6 \times 4 \times 3 \\
 \text{Volume Bak} &= 6 \text{ n} \times 4 \text{ n} \times 3 \text{ n} \\
 &= 72 \text{ n}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= 72 \text{ n}^3 \\
 27,8526121 \text{ m}^3 &= 72 \text{ n}^3 \\
 \text{n} &= 0,729 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimensi bak air lunak :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 6 \times 0,7286369 \text{ m} = 4,3718212 \approx 4 \\
 \text{Lebar} &= 4 \times 0,7286369 \text{ m} = 2,9145475 \approx 3 \\
 \text{Tinggi} &= 3 \times 0,7286369 \text{ m} = 2,1859106 \approx 2
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Bak Air Umpan Boiler

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 4 m
- Lebar : 3 m
- Tinggi : 2 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

10 Pompa Boiler (L-219)

Fungsi : Memompakan air umpan menuju Boiler

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 5546,4578 kg/jam
= 12227,7208 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1580 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0,0005 lb/ft.detik
= 1,9368 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{12227,7208}{62,1580} \text{ lb/jam} \\
 &= 196,720077 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,055 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 24,528 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,055^{0,45} \times 62,1580^{0,13} \\ &= 1,8034951 \text{ in} \\ &= 2 \text{ in} \end{aligned}$$

(Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

$$\text{Standarisasi ID} = 1 \text{ in sch 40} \quad (\text{Kem, Table 11 hal 844})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 1,320 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0874167 \text{ ft}$$

$$A = 0,344 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,055}{0,344} \\ &= 0,1588502 \text{ ft/detik} \\ &= 571,86069 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,0874167 \times 0,1588502 \times 62,158}{0,000538} \\ &= 1604,340461 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah laminar

Ditentukan bahan pipa adalah Commercial Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000150917}{0,0874} = 0,00173$$

$$f = 0,008 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Menentukan panjang pipa

Asumsi

$$\text{Panjang pipa} = 120 \text{ ft}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 2 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 35$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 35 \times \text{ID} \\ &= 6,1191667 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 73,43 \text{ in}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 9$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 9 \times \text{ID} \\ &= 0,78675 \text{ ft} \\ &= 9,441 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total} &= \text{Pipa lurus} + \text{Elbow } 90^\circ + \text{Gate valve} \\ &= 120 + 6,11916667 + 0,78675 \\ &= 126,90592 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 1522,8837 \text{ in}$$

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$\begin{aligned} h_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c} \\ &= 0,55 \times \left(1 - 0 \right) \times \frac{0,1589^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,000216 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

2. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89}) \\ &= 4 \times 0,008 \times \frac{126,906}{0,0874} \times \frac{0,1589^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0182 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi pada ekspansi

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93}) \\ &= \left(1 - 0 \right)^2 \times \frac{0,1589^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,00039 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

4. Friksi pada Elbow $90^\circ = 2$ buah

$$\begin{aligned} K_f &= 0,75 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93}) \\ h_f &= 2Kf \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94}) \\ &= 2 \times 0,75 \times \frac{0,1589^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,00059 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

5. Friksi pada Gate valve = 2 buah

$$\begin{aligned} K_f &= 0,17 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93}) \\ h_f &= 2Kf \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93}) \\ &= 2 \times 0,17 \times \frac{0,1589^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,00013 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Total friksi } (\Sigma F) &= h_c + F_f + h_{ex} + \Sigma h_f \\ &= 0,00022 + 0,0182 + 0,00039 + 0,00072 \\ &= 0,0195 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Direncanakan:

$$\begin{aligned} \Delta Z &= 50 \text{ ft} \\ \Delta P &= 0 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Karena } P_1=P_2) \\ v_1 &= 0 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$v_2 = 0,16 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} - \frac{V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{0,0252^2}{2 \times 1 \times 32,17} - \frac{0}{2 \times 1 \times 32,17} + \frac{50,00}{32,17} + 0 + 0,0195 = -W_s$$

$$-W_s = 1,574$$

$$W_s = -1,574 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Untuk kapasitas} = 24,528$$

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 45\%$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-1,5740 = -0,45 W_p$$

$$W_p = 3,50 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Pump horsepower} = \frac{W_p \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{3,50 \times 0,055 \times 62,158}{550}$$

$$= 0,0216 \text{ Hp}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Pump HP}}{h \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,0216}{0,4500}$$

$$= 0,0480 \text{ Hp}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$= 0,80$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{motor}}}$$

$$= \frac{0,048}{0,80}$$

$$= 0,0600 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1 buah

11 Boiler (Q-220)

(Lihat pada poin 1B)

12 Pompa Air pendingin (L-221)

Fungsi = Untuk memompa air pendingin menuju ke Bak Pendingin

Tipe = Pompa Sentrifugal

Dasar perencanaan:

- rate aliran	=	97174,9650	kg/jam
	=	214231,9278	lb/jam
- densitas (ρ) air	=	62,158	lb/ft ³
- viskositas (μ)	=	0,0005	lb/ft.detik
	=	1,9368	lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{214231,9278}{62,1580} \text{ lb/jam} \\ &= 3446,5721 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,9574 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 429,7301 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,957^{0,45} \times 62,158^{0,13} \\ &= 6,5420 \text{ in} \\ &= 5 \text{ in} \end{aligned}$$

(Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

$$\text{Standarisasi ID} = 5 \text{ in sch 40} \quad (\text{Kern, Table 11 hal 844})$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 5,5630 \text{ in} = 0,4636 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 5,0470 \text{ in} = 0,4206 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0,1390 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,957}{0,1390} \\ &= 6,8876341 \text{ ft/detik} \\ &= 24795,48 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,4206 \times 6,89 \times 62,158}{0,000538} \\ &= 334682,5419 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen flow

Ditentukan bahan pipa adalah *Commercial Steel*

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \epsilon &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88}) \\ \epsilon &= \frac{0,000150917}{1} = 0,00036 \end{aligned}$$

$$D = \frac{0,4206}{f = 0,009} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus	=	100	ft
- elbow 90°	=	2 buah	
Le/D	=	35	(Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
Le	=	35 ID	
	=	35 x 2 x 0,4206	ft
	=	29,440588	ft
- Gate valve	=	2 buah	(wide open)
Le/D	=	9	(Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
Le	=	9 ID	
	=	9 x 2 x 0,4206	ft
	=	7,5704369	ft
- Panjang pipa total (L)	=	Pipa lurus + elbow 90° + gate valve	
	=	100 + 29,4406 + 7,5704	
	=	137,0110	ft
	=	1644,1323	in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{6,8876^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,4054784 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89})$$

$$= 4 \times 0,009 \times \frac{100}{0,4206} \times \frac{6,8876^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 6,3104 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada ekspansi (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c}$$

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{6,8876^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,7372335 \text{ lbf.ft/lbm}$$

4. Friksi pada Elbow 90° = 2 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93})$$

$$hf = 2Kf \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94})$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{6,8876^2}{2}$$

$$= 1,10585 \text{ lbf.ft/lbm} \times \frac{2 \times 32,174}{2 \times 32,174}$$

5. Friksi pada Gate valve = 2 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93})$$

$$hf = 2 K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93})$$

$$= 2 \times 0,17 \times \frac{6,8876^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,25066 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Total friksi } (\Sigma F) &= h_c + F_f + h_{ex} + \Sigma hf \\ &= 0,4054784 + 6,3104 + 0,7372335 + 1,35651 \\ &= 8,8097 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Direncanakan:

$$\begin{aligned} \Delta Z &= 50 \text{ ft} \\ \Delta P &= 0 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Karena } P_1=P_2) \\ v_1 &= 0 \text{ ft/s} \\ v_2 &= 6,89 \text{ ft/s} \\ \alpha &= 1 \quad (\text{aliran turbulen}) \end{aligned}$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} - \frac{V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\begin{aligned} \frac{47,4395}{2 \times 1 \times 32,17} - \frac{0}{2 \times 1 \times 32,17} + \frac{50,00}{32,17} + 0,000 + 8,8097 &= -W_s \\ -W_s &= 11,1009 \\ W_s &= -11,1009 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Untuk kapasitas = 429,7301 gpm

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi pompa } (\eta) &= 70\% \\ W_s &= \eta W_p \\ -11,1009 &= 0,70 W_p \\ W_p &= 15,8585 \text{ lbf.ft/lbm} \\ \text{Pump horsepower} &= \frac{W_p \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{15,86 \times 0,957 \times 62,158}{550} \\ &= 1,7159 \text{ Hp} \\ \text{BHP} &= \frac{\text{Pump HP}}{h \text{ motor}} \\ &= \frac{1,7159}{0,7000} \\ &= 2,4512 \text{ Hp} \\ \eta \text{ motor} &= 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521}) \\ &= 0,80 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{2,4512}{0,80} \\
 &= 3,0640 \text{ Hp} \approx 4 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 4 Hp
- Bahan : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1 buah

14 Bak Air Pendingin (F-222)

Fungsi = Untuk menampung air pendingin untuk didistribusikan ke peralatan

Dasar perencanaan:

$$\text{Rate aliran} = 97174,9650 \text{ kg/jam} = 214270,7978 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 62,158 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{r \text{ liquid}} \\
 &= \frac{214270,7978}{62,1580} \\
 &= 3447,197 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 97,61284 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 12 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{Waktu tinggal} \\
 &= 97,6128 \times 12 \\
 &= 1171,3541 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 80\% \text{ Volume bak}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= \frac{1171,3541}{80\%} \\
 &= 1464,1926 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang

$$\text{Panjang : Lebar : Tinggi} = 6 \times 4 \times 3$$

$$\text{Volume bak} = 72 \text{ m}^3$$

Sehingga

$$\text{Volume bak} = 72$$

$$1464,1926 = 72 x^3$$

$$x^3 = 20,34 \text{ m}^3$$

$$x = 2,73 \text{ m}$$

Jadi, dimensi bak air pendingin adalah:

$$\text{Panjang} = 6 \times 2,73 = 16,377206 = 16 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 4 \times 2,73 = 10,918138 = 11 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 3 \times 2,73 = 8,1886032 = 8 \text{ m}$$

Spesifikasi Alat:

Bentuk = Persegi panjang

D-28

Panjang = 16 m
Lebar = 11 m
Tinggi = 8 m
Bahan = Beton bertulang
Jumlah = 1 buah

15 Pompa Air pendingin ke Peralatan (L-223)

Fungsi = Untuk memompa air pendingin menuju ke peralatan

Tipe = Pompa Sentrifugal

Dasar perencanaan:

- rate aliran = 97174,9650 kg/jam
= 214231,9278 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,158 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0,0005 lb/ft.detik
= 1,9368 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$
= $\frac{214231,9278}{62,1580}$ lb/jam
= 3446,5721 ft³/jam
= 0,9574 ft³/detik
= 429,7301 gpm

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

ID optimal = $3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$
= 3,9 x 0,957^{0,45} x 62,158^{0,13}
= 6,5420 in
= 5 in

(Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

Standarisasi ID = 5 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD = 5,5630 in = 0,4636 ft
ID = 5,0470 in = 0,4206 ft
A = 0,1390 ft²

Laju aliran fluida (V) = $\frac{Q}{A}$
= $\frac{0,957}{0,1390}$
= 6,8876341 ft/detik
= 24795,48 ft/jam

Cek jenis aliran fluida

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

$$= \frac{0,4206 \times 6,89 \times 62,158}{0,000538}$$

$$= 334682,5419$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen flow

Ditentukan bahan pipa adalah *Commercial Steel*

Sehingga diperoleh :

$$\epsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000150917}{0,4206} = 0,00036$$

$$f = 0,009 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 100 ft
- elbow 90° = 2 buah
- Le/D = 35 *(Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)*
- Le = 35 ID
- = 35 x 2 x 0,4206 ft
- = 29,440588 ft
- Gate valve = 2 buah (wide open)
- Le/D = 9 *(Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)*
- Le = 9 ID
- = 9 x 2 x 0,4206 ft
- = 7,5704369 ft
- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + elbow 90° + gate valve
- = 100 + 29,4406 + 7,5704
- = 137,0110 ft
- = 1644,1323 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{6,8876^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,4054784 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89})$$

$$= 4 \times 0,009 \times \frac{100}{0,4206} \times \frac{6,8876^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 6,3104 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{6,8876^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,7372335 \text{ lbf.ft/lbm}$$

4. Friksi pada Elbow 90° = 2 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93})$$

$$h_f = 2K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94})$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{6,8876^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 1,10585 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. Friksi pada Gate valve = 2 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93})$$

$$h_f = 2K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93})$$

$$= 2 \times 0,17 \times \frac{6,8876^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,25066 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Total friksi } (\Sigma F) &= h_c + F_f + h_{ex} + \Sigma h_f \\ &= 0,4054784 + 6,3104 + 0,7372335 + 1,35651 \\ &= 8,8097 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2
Direncanakan:

$$\begin{aligned} \Delta Z &= 50 \text{ ft} \\ \Delta P &= 0 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Karena } P_1 = P_2) \\ v_1 &= 0 \text{ ft/s} \\ v_2 &= 6,89 \text{ ft/s} \\ \alpha &= 1 \quad (\text{aliran turbulen}) \end{aligned}$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2}{2 \cdot g_c} - \frac{V_1^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\begin{aligned} \frac{47,4395}{2 \times 1 \times 32,17} - \frac{0}{2 \times 1 \times 32,17} + \frac{50,00}{32,17} + 0,000 + 8,8097 &= -W_s \\ -W_s &= 11,1009 \\ W_s &= -11,1009 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Untuk kapasitas = 429,7301 gpm

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi pompa } (\eta) &= 75\% \\ W_s &= -\eta W_p \\ -11,1009 &= -0,75 W_p \\ W_p &= 14,8013 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pump horsepower} &= \frac{W_p \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{14,80 \times 0,957 \times 62,158}{550} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \text{550} \\
 \text{BHP} &= 1,6015 \text{ Hp} \\
 &= \frac{\text{Pump HP}}{h \text{ motor}} \\
 &= \frac{1,6015}{0,7500} \\
 \eta \text{ motor} &= 2,1353 \text{ Hp} \\
 &= 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521}) \\
 &= 0,80 \\
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{2,1353}{0,80} \\
 &= 2,6691 \text{ Hp} \approx 3 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 3 Hp
- Bahan : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1 buah

16 Cooling Tower (P-230)

Fungsi = Mendinginkan air yang akan digunakan sebagai air pendingin

Dasar Perencanaan:

- rate aliran = 97174,96 kg/jam
- = 214231,93 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,158 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{214231,93 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 3446,5721 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,957 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 429,7301 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

- Suhu wet bulb udara = 25 °C = 77 F
- Suhu air masuk tower = 55 °C = 131 F
- Suhu air pendingin = 30 °C = 86 F

Dari Perry's 7th ed, fig 12-14, hal. 12-16, didapatkan konsentrasi 3.0 gal/m.ft²

Sehingga luas yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{429,7301}{3} \\
 &= 143,24337 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter:

$$\begin{aligned}
 \text{Luas} &= \pi/4 \times d^2 \\
 143,24337 &= 3.14/4 \times d^2 \\
 143,24337 &= 0.7850 \times d^2
 \end{aligned}$$

$$d^2 = 182,4756 \text{ ft}^2$$

$$d = 13,5084 \text{ ft} = 14 \text{ ft}$$

Menghitung volume:

$$\text{Direncanakan tinggi tower} = 3d$$

$$\text{Maka, } L = 3 \times 13,5084$$

$$= 40,5251 \text{ ft} = 41 \text{ ft}$$

$$\text{Volume} = (\pi/4) \times d^2 \times L$$

$$= 0,785 \times 182,4756 \times 40,52506176$$

$$= 5804,9463 \text{ ft}^3$$

Dari Perry's 7th ed, fig 12-15, hal. 12-17, didapatkan:

Standar Power Performance adalah 90%, maka:

$$\frac{\text{Hp fan}}{\text{Luas area tower (ft}^2\text{)}} = 0,037 \text{ Hp/ft}^2$$

Sehingga,

$$\text{Hp fan} = 0,037 \times 143,24337$$

$$= 5,3000 \text{ Hp} \gg 6 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat:

Tipe = Induced Draft Tower

Diameter = 14 ft

Tinggi = 41 ft

Daya = 6 Hp

Jumlah = 1 buah

17 Bak Klorinasi (F-240)

Fungsi : Sebagai tempat air bersih dan disinfektan bercampur sebelum digunakan sebagai air sanitasi

Dasar perencanaan:

$$\text{Rate aliran} = 1526,3774 \text{ kg/jam} = 3365,6623 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 62,158 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Volumetrik (Q)} = \frac{\text{rate liquid}}{r \text{ liquid}}$$

$$= \frac{3365,6623}{62,1580}$$

$$= 54,147 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,533255369 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 12 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = \text{Rate volumetrik} \times \text{Waktu tinggal}$$

$$= 1,5333 \times 12$$

$$= 18,3991 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume liquid} = 80\% \text{ Volume bak}$$

$$\text{Volume bak} = \frac{18,399064}{80\%}$$

$$= 22,998831 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk persegi panjang

$$\text{Panjang : Lebar : Tinggi} = 6 \times 4 \times 3$$

$$\text{Volume bak} = 72 \text{ m}^3$$

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 72 \\ 22,99883054 &= 72 x^3 \\ x^3 &= 0,319 \text{ m}^3 \\ x &= 0,684 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi, dimensi bak sedimentasi adalah:

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 6 \times 0,684 = 4,1014964 = 4 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 4 \times 0,684 = 2,7343309 = 3 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 3 \times 0,684 = 2,0507482 = 2 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan kebutuhan Gas Klorin

Klorin tidak hanya diperuntukkan sebagai disinfektan untuk membunuh kuman, akan tetapi dapat digunakan juga sebagai oksidan dan pengontrol warna dan bau dari air.

$$A = \frac{B \times C}{1000000}$$

Keterangan :

A = Jumlah residu klorin yang diberikan (kg/hari)

B = Dosis residu klorin yang dikehendaki (ppm)

C = Jumlah air yang diklorinasi per hari (liter)

$$\begin{aligned} A &= \frac{1 \times 36798,68}{1000000} \\ &= 0,0368 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat:

$$\begin{aligned} \text{Bentuk} &= \text{Persegi panjang} \\ \text{Panjang} &= 4 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \text{ m} \\ \text{Bahan} &= \text{Beton bertulang} \\ \text{Jumlah} &= 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

18 Pompa Klorinasi ke Bak Air Sanitasi (L-241)

Fungsi = Untuk memompa air dari bak klorinasi ke bak air sanitasi

Tipe = Pompa Sentrifugal

Dasar perencanaan:

$$\begin{aligned} - \text{ rate aliran} &= 1526,3774 \text{ kg/jam} \\ &= 3365,0517 \text{ lb/jam} \\ - \text{ densitas } (\rho) \text{ air} &= 62,1580 \text{ lb/ft}^3 \\ - \text{ viskositas } (\mu) &= 0,0005 \text{ lb/ft.detik} \\ &= 1,9368 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3365,0517 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 54,13709079 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0150 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 6,750 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,01504^{0,45} \times 62,158^{0,13} \\
 &= 1,0092 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Pers. 15, Timmerhaus, hal. 496)

$$\text{Standarisasi ID} = 1 \text{ in sch 40} \quad (\text{Kern, Table 11 hal 844})$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 1,049 \text{ in} = 0,0874167 \text{ ft} \\
 A &= 0,344 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,015}{0,3440} \\
 &= 0,0437154 \text{ ft/detik} \\
 &= 157,38 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,0874 \times 0,044 \times 62,158}{0,000538} \\
 &= 441,512257
 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} < 2100$, maka jenis aliran fluida adalah laminar

Ditentukan bahan pipa adalah Commercial Steel

Sehingga diperoleh :

$$\epsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000150917}{0,0874} = 0,00173$$

$$f = 0,035 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Menentukan panjang pipa

Asumsi

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa} &= 120 \text{ ft} \\
 \text{Elbow } 90^\circ &= 2 \text{ buah} \\
 L_e/D &= 35 \\
 L_e &= 35 \times \text{ID} \\
 &= 6,1191667 \text{ ft} \\
 &= 73,43 \text{ in} \\
 \text{Gate valve} &= 1 \text{ buah} \\
 L_e/D &= 9
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Le &= 9 \times ID \\
 &= 0,78675 \text{ ft} \\
 &= 9,441 \text{ in} \\
 \text{Panjang pipa total} &= \text{Pipa lurus} + \text{Elbow } 90^\circ + \text{Gate valve} \\
 &= 120 + 6,119166667 + 0,78675 \\
 &= 126,90592 \text{ ft} \\
 &= 1522,8837 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$\begin{aligned}
 h_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c} \\
 &= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{0,0437^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 0,000016 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

2. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89}) \\
 &= 4 \times 0,035 \times \frac{126,906}{0,0874} \times \frac{0,0437^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0060 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi pada ekspansi (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c} \\
 &= (1 - 0)^2 \times \frac{0,0437^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 0,00003 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

4. Friksi pada Elbow $90^\circ = 2 \text{ buah}$

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0,75 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93}) \\
 h_f &= 2K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94}) \\
 &= 2 \times 0,75 \times \frac{0,0437^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,00004 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

5. Friksi pada Gate valve = 2 buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0,17 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93}) \\
 h_f &= 2K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93}) \\
 &= 2 \times 0,17 \times \frac{0,0437^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,00001 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = h_c + F_f + h_{ex} + \Sigma h_f$$

$$= 0,00002 + 0,0060 + 0,00003 + 0,00005$$

$$= 0,0061 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Direncanakan:

$$\Delta Z = 60 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Karena } P_1=P_2)$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 0,04 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} - \frac{V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{0,0019}{2 \times 1 \times 32,17} - \frac{0}{2 \times 1 \times 32,17} + \frac{60,00}{32,17} + 0 + 0,0061 = -W_s$$

$$-W_s = 1,871$$

$$W_s = -1,871 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Untuk kapasitas = 6,750 gpm

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 45\%$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-1,8710 = -0,45 W_p$$

$$W_p = 4,16 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Pump horsepower} = \frac{W_p \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{4,16 \times 0,015 \times 62,158}{550}$$

$$= 0,0071 \text{ Hp}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Pump HP}}{\text{h motor}}$$

$$= \frac{0,0071}{0,4500}$$

$$= 0,0157 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \text{ (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)}$$

$$= 0,80$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,016}{0,80}$$

$$= 0,0196 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1 buah

19 Bak Air Sanitasi (F-242)

Fungsi = Untuk menampung air sanitasi

Dasar Perencanaan:

- rate aliran	=	1526,3774	kg/jam
	=	3365,0517	lb/jam
- densitas (ρ) air	=	62,1580	lb/ft ³

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$	
	=	$\frac{3365,05}{62,158}$	lb/jam
	=	54,13709079	ft ³ /jam
	=	0,015	ft ³ /detik
	=	6,750	gpm
Waktu tinggal	=	12	jam
Volume air	=	Rate volumetrik	x Waktu tinggal
	=	54,1371	x 12
	=	649,6451	ft ³
Volume liquid	=	80%	Volume bak
Volume bak	=	$\frac{649,64509}{80\%}$	
	=	812,05636	ft ³

1 Bak berbentuk persegi panjang

Panjang : Lebar : Tinggi = 6 x 4 x 3

Volume bak = 72 n³

Sehingga

Volume bak = 72 n³

812,0563619 = 72 n³

x³ = 11,28 n³

x = 2,243 ft

Jadi, dimensi bak sedimentasi adalah:

Panjang = 6 x 2,243 = 13,46 = 13 ft

Lebar = 4 x 2,243 = 8,97 = 9 ft

Tinggi = 3 x 2,243 = 6,728 = 7 ft

Spesifikasi Alat:

Bentuk = Persegi panjang

Panjang = 13 ft = 4 m

Lebar = 9 ft = 3 m

Tinggi = 7 ft = 2 m

Bahan = Beton bertulang

Jumlah = 1 buah

D.2 Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada Pra-Rencana Pabrik Dietil Eter ini disediakan oleh PLN (Persero) dan Generator set. Tenaga listrik yang digunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi, dan lainnya. Perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi:

- Peralatan proses produksi
- Daerah pengolahan air
- Listrik untuk penerangan

Kebutuhan energi listrik pada pra rencana pabrik Hidrogen Peroksida direncanakan :

A. Peralatan Proses Produksi

Pemakaian listrik untuk alat-alat yang terdapat dalam proses produksi ditunjukkan pada tabel D.2.1

Tabel D.2.1 Peralatan Proses Produksi

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya
1	J-112	Pompa H ₂ SO ₄	1	2
2	J-113	Pompa Etanol	1	1
3	M-115	Reaktor	1	15
TOTAL			3	18

B. Peralatan Proses Utilitas

Pemakaian listrik untuk alat-alat yang terdapat dalam proses pengolahan air ditunjukkan pada tabel D.2.2

Tabel D.2.2. Pemakaian listrik pada daerah pengolahan air

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1	L-211	Pompa Air Kawasan	1	2
2	L-213	Pompa Air Bersih	1	2
3	L-216	Pompa Air Lunak ke Daerator	1	4
4	L-219	Pompa ke Boiler	1	1
5	L-221	Pompa Air Pendingin	1	4
6	L-223	Pompa Air Pendingin Ke Peralatan	1	3
7	P-230	Cooling Tower Water	1	6
8	L-241	Pompa ke Bak Air Sanitasi	1	1
Jumlah			8	23

Jadi, kebutuhan total untuk motor penggerak sebesar :

$$\begin{aligned}
 &= 18 \text{ Hp} + 23 \text{ Hp} = 41 \text{ Hp} \\
 &= 41 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kWh/HP} = 30,574 \text{ kWh}
 \end{aligned}$$

C. Listrik Untuk Penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D} \quad (\text{Pers. 8-3 Kusnarjo, hal. 113})$$

L = lumen outlet (jumlah total cahaya yg terpancar pada suatu sumber)

F = foot candle

U = koefisien utilitas = 0,8

D = efisiensi penerangan rata-rata = 0,75
 A = luas daerah

Tabel D.2.3. Pemakaian Listrik Untuk Penerangan

No	Lokasi	Luas		F	Lumen
		m ²	ft ²		
1	Pos Keamanan	18	193,750	10	3229,1700
2	Taman	5600	60277,84	5	502315,3333
3	Toilet	54	581,251	5	4843,7550
4	Area Parkir	150	1614,585	5	13454,8750
5	Kantin	25	269,098	5	2242,4792
6	Poliklinik	30	322,917	10	5381,9500
7	Mushola	36	387,500	5	3229,1700
8	Perpustakaan	36	387,500	20	12916,6800
9	Aula	48	516,667	5	4305,5600
10	Kantor pusat	2000	21527,800	25	896991,6667
11	Area Proses	4200	45208,380	30	2260419,0000
12	Dapur	15	161,459	5	1345,4875
13	Laboratorium dan oengendalian mutu	70	753,473	10	12557,8833
14	Departemen prooduksi	90	968,751	25	40364,6250
15	Departemen teknik	90	968,751	25	40364,6250
16	Pemadam kebakaran	35	376,737	10	6278,9417
17	Garasi dan bengkel	150	1614,585	10	26909,7500
18	Timbangan Truk	150	1614,585	5	13454,8750
19	Ruang kontrol	80	861,112	10	14351,8667
20	Manager produksi dan teknik	100	1076,390	10	17939,8333
21	Storage etanol	210	2260,419	10	37673,6500
22	storage asam sulfat	210	2260,419	10	37673,6500
23	Kantor R&D	90	968,751	10	16145,8500
24	Kantor SDM	90	968,751	10	16145,8500
25	Gedung produk	150	1614,585	10	26909,7500
26	Gnerator	70	753,473	10	12557,8833
27	Bahan bakar	70	753,473	10	12557,8833
28	Boiler	300	3229,170	10	53819,5000
29	Utilitas	320	3444,448	10	57407,4667
30	Area Perluasan Pabrik	720	7750,008	10	129166,8000
	JUMLAH		163686,6	335	4282955,8100

Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman, menggunakan Fluorescent Lamp type day light 40 watt, yang mempunyai lumen output sebesar 1960 lumen

$$\begin{aligned} \text{Lumen output} &= \frac{1960 \text{ lumen}}{40 \text{ watt}} = 49 \text{ lumen/watt} \\ \text{Total lumen} &= \text{jumlah lumen} - (\text{lumen jalan} + \text{lumen taman}) \\ &= 4282955,81 - 335,0000 + 502315,3333 \end{aligned}$$

$$= 3780305,4767 \text{ lumen}$$

$$\text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} = \frac{3780305,4767 \text{ lumen}}{49 \text{ lumen/watt}}$$

$$= 77149,09136 \text{ watt}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{77149,09136 \text{ watt}}{40 \text{ watt}}$$

$$= 1928,7273 \approx 1929 \text{ buah}$$

Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan Mercury Vapor Light 100 watt dengan lumen output sebesar 3000 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{3000 \text{ lumen}}{100 \text{ watt}} = 30 \text{ lumen/watt}$$

$$\begin{aligned} \text{Total lumen} &= \text{lumen jalan} + \text{lumen taman} \\ &= 335,0000 + 502315,3333 \\ &= 502650,3333 \text{ lumen} \end{aligned}$$

$$\text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} = \frac{502650,3333 \text{ lumen}}{30 \text{ lumen/watt}}$$

$$= 16755,0 \text{ watt}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{16755,0111 \text{ watt}}{100 \text{ watt}}$$

$$= 167,550 \approx 168 \text{ buah}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan :

- Lampu Fluorescent	=	77149,09136	
- Lampu Mercury	=	16755,0111	
- Peralatan bengkel	=	2000	
- Peralatan laboratorium	=	1500	
- Keperluan lain-lain	=	1250	
Total	=	98654,10247	Watt = 98,654102

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= \text{Listrik untuk penerangan} + \text{Listrik untuk proses} \\ &= [98,654102 + 30,57] \text{ kWh} \\ &= 129,2278 \text{ kWh} \end{aligned}$$

Generator digunakan sebagai emergensi jika *supply* listrik mati.

$$\text{Power faktor untuk generator} = 0,8$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Power yang dibangkitkan oleh generator} &= \frac{129,2278 \text{ kW}}{0,8} \\ &= 161,5348 \text{ kW} \approx 162 \text{ kW} \\ &= 162 \text{ kV.A} \end{aligned}$$

Spesifikasi Generator

Tipe	:	AC Generator 3 Phase
Kapasitas	:	162 kV.A, 380/220 Volt
Frekuensi	:	50/60 Hz
Jumlah	:	2 buah (1 Cadangan)





D. 3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar Generator

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Generator} &= 162,000 \text{ kW} \\ &= 13266455,1131 \text{ Btu/hari} \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah Diesel Oil,

$$\begin{aligned} - \text{ Heating Value (H}_v) &= 19200 \text{ Btu/lb} \\ - \text{ Densitas } (\rho) &= 55 \text{ lb/ft}^3 = 880,9867051 \text{ kg/m}^3 \\ - \text{ Efisiensi } (\eta) &= 80\% \quad (\text{Perry's ed 7 hal 27-10}) \\ \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{13266455,1131 \text{ Btu/hari}}{19200 \text{ Btu/lb} \times 80\% \times 55 \text{ lb/f}} \\ &= 15,70366372 \text{ ft}^3/\text{hari} \\ &= 444,6806 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan total bahan bakar per hari, sebesar :

$$= 444,6806 \text{ L/hari}$$

Tangki bahan bakar untuk boiler dan generator

Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan

Dasar perencanaan :

- Volume bahan bakar = 444,6806 L/hari = 15,7037 ft³/hari
- P = 14,7 psi dan T = 30 °C
- Waktu penyimpanan 7 hari
- Volume bahan bakar dianggap menempati 80% volume tangki
- Direncanakan menggunakan 1 buah tangki

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan bakar} &= 15,7037 \text{ ft}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 109,9256 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Karena menggunakan 1 buah tangki, maka :

$$\text{V bahan bakar tiap tangki} = \frac{109,9256 \text{ ft}^3}{1} = 109,9256 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{109,93 \text{ ft}^3}{80\%} \\ &= 137,4071 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times D^2 \times H$$

Dianggap H = 1,5 D, maka :

$$\begin{aligned} 137,407 \text{ ft}^3 &= 0,7850 D^2 \times 1,5 D \\ D^3 &= 116,6939 \text{ ft}^3 \\ D &= 4,8867 \text{ ft} = 58,6404 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tangki

$$H = 1,5 D = 1,5 \times 58,6404 \text{ in} = 87,961 \text{ in}$$

Menghitung tebal tangki

Bahan : HAS SA 240 Grade A Type 410

- allowable (f) = 16250 psi (Brownel & Young, hal. 342)
- faktor korosi (C) = 1/16 in
- tipe pengelasan = Double welded butt joint (E = 0,8) (Brownel & Young, hal. 25)

$$ts = \frac{P_i \times D}{2(f \times E - 0,6 Pi)} + C$$

$$= \frac{14,7 \times 58,6404}{2(16250 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7)} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{(0,0331769 \times (16/16)) + (1/16)}{16} \approx 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi : } do = di + 2 ts$$

$$= 58,6404 + 2(3/16)$$

$$= 59,0154 \text{ in}$$

$$= 60 \text{ in}$$

Dengan pendekatan ke atas maka didapatkan harga $do = 144 \text{ in}$
(Brownel & Young, tabel 5.7 hal. 89-9)

Maka, harga di baru :

$$di = do - 2 ts$$

$$= 144 - 2(3/16)$$

$$= 143,6250 \text{ in} = 11,9688 \text{ ft}$$

Menentukan tebal tutup atas (standar dished)

$$tha = \frac{0,885 \times P_i \times D}{(f \times E - 0,1 Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 14,7 \times 143,63}{(16250 \times 0,8 - 0,1 \times 14,7)} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{(0,1437462 \times (16/16)) + (1/16)}{16} \approx 3/16 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup bawah (conical), dengan $\alpha = 60^\circ$

$$thb = \frac{P_i \times D}{2(f \times E - 0,6 Pi) \cos 60^\circ} + C$$

$$= \frac{14,7 \times 143,63}{2(16250 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7) \times 1} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{(0,162517 \times (16/16)) + (1/16)}{16} \approx 3/16 \text{ in}$$

Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

Tipe : Silinder dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah conical.

Bahan konstruksi : HAS SA 240 Grade A Type 410

Dimensi : Di = 143,6250 in ts = 3/16
H = 87,961 in tha = 3/16
 thb = 3/16

APPENDIKS E ANALISA EKONOMI

A. Metode Penafsiran Harga

Penafsiran harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk penafsiran harga peralatan, diperlukan indeks harga yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga diperoleh harga peralatan pada saat ini. Maka untuk penafsiran harga saat ini digunakan persamaan:

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B} \quad (\text{Ulrich, p. 269})$$

Dimana :

- C_A = Tafsiran harga alat saat ini
- C_B = Harga alat pada tahun ke B
- I_A = Indeks harga saat ini
- I_B = Indeks harga pada tahun ke B

Sedangkan untuk penafsiran harga alat yang sama dengan kapasitas yang berbeda digunakan persamaan sebagai berikut:

$$V_A = V_B \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^n \quad (\text{Kusnarjo, hal. 11})$$

Dimana :

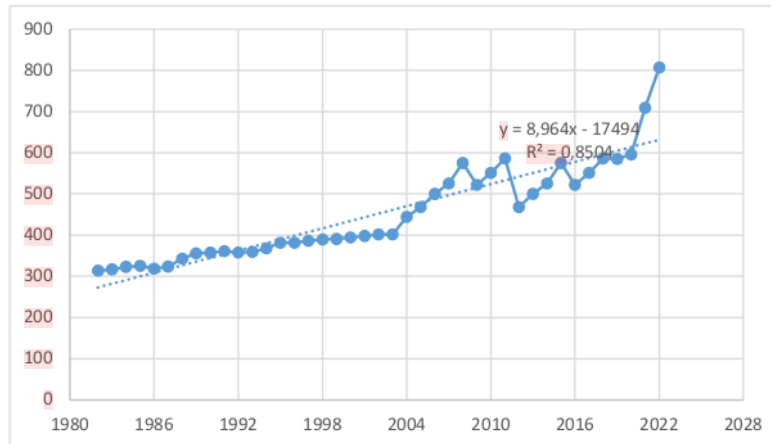
- V_A = harga alat A
- V_B = harga alat B
- C_A = kapasitas alat A
- C_B = kapasitas alat B
- n = eksponen harga alat

Tabel E.1 Indeks Harga Tahun 1982 - 2022

Tahun	Indeks	Tahun	Indeks	Tahun	Indeks	Tahun	Indeks
(x)	(y)	(x)	(y)	(x)	(y)	(x)	(y)
1982	314	1993	359,2	2004	444	2015	575
1983	317	1994	368,1	2005	468	2016	522
1984	322,7	1995	381,1	2006	500	2017	551
1985	325,3	1996	381,7	2007	525	2018	586
1986	318,4	1997	386,5	2008	575	2019	585
1987	323,8	1998	389,5	2009	522	2020	596
1988	342,5	1999	390,6	2010	551	2021	709
1989	355,4	2000	394,1	2011	586	2022	807
1990	357,6	2001	398	2012	468		
1991	361,3	2002	402	2013	500		
1992	358,2	2003	402	2014	525		

(Chemical Engineering Magazine)

1 Kenaikan harga indeks pada tahun 1982 - 2022 di atas merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga tahun ke A maka persamaan dapat ditampilkan pada grafik dibawah :



1 Dari grafik diatas maka persamaan linier kenaikan indeks pertahun saat ini adalah :

$$\bar{y} = 8,9640 \bar{x} - 17479$$

Indeks harga pada tahun 2027

$$\bar{x} = 2027$$

$$\bar{y} = 699,9920$$

1 B. Harga peralatan

Didapatkan harga index pada saat ini maka dengan menggunakan metode penafsiran harga didapatkan harga peralatan proses seperti pada tabel B.1 dan peralatan utilitas pada tabel B.2

Diketahui = 1 \$ = Rp15.068,0 (Bank Indonesia 20 Juli 2023 19:00 WIB)

Cara menghitung harga alat dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke B (C}_{BM}\text{)} \times \frac{699,9920}{\text{Indeks harga tahun B}}$$

2 Dengan perhitungan yang sama ditafsir harga peralatan pada Pra Rencana Pabrik Gliserol dilihat pada tabel B.1

1 Tabel E.2 Daftar Harga Peralatan Dietil Eter

No.	Nama Alat	Kode	C _{BM}	Harga	Harga
				(\$)	(Rp)
1	Storage H2SO4	F-111	105.000	\$ 468.148	7.054.046.770
3.	Pompa Centrifugal**	L-112	13.300	\$ 29.649	446.756.295
4.	Heater**	E-113	1.400	\$ 3.121	47.026.978

5.	Storage C2H6O	F-114	19.200	\$ 42.802	644.941.419
6.	Pompa Centrifugal**	L-115	8.300	\$ 18.503	278.802.801
7.	Vaporizer	V-116	21.000	\$ 46.815	705.404.677
8.	Reaktor	R-110	130.000	289805,61	4.366.790.858
15.	Cooler**	E-135	6.000	\$ 13.376	201.544.193
10.	Kondensor	E-131	10.000	\$ 22.293	335.906.989
11.	Destilasi	D-130	19.200	\$ 42.802	644.941.419
12.	kondensor	E-133	5.600	\$ 12.484	188.107.914
15.	Cooler**	E-135	6.000	\$ 13.376	201.544.193
13.	Reboiler	E-132	3.300	\$ 7.357	110.849.306
14.	Akumulator	F-134	33.600	\$ 74.904	1.128.647.483
15.	Cooler**	E-135	6.000	\$ 13.376	201.544.193
16.	Penyimpanan sementara	F-136	13.500	\$ 60.190	906.948.870
17.	Packing Dietil eter	P-137	28.600	\$ 63.757	960.693.989
18.	Gudang Dietil Eter	F-138	49.500	\$ 110.349	1.662.739.596
JUMLAH				1333106	20.087.237.945

* Harga Peralatan diambil dari grafik *Ulrich*

** Harga Peralatan tahun 2014 diambil dari: *metche.com*

Tabel E.3 Daftar Harga Peralatan Utilitas Dietil Eter

No.	Nama Alat	Kode	C _{BM}	Harga	
				(\$)	(Rp)
1	Pompa air kawasan	L-211	16.700	37228,874	\$ 560.964.671,70
2	Bak air bersih	F-212	13.500	30095,197	\$ 453.474.435,21
3	Pompa air bersih	L-213	16.700	37228,874	\$ 560.964.671,70
4	Kation <i>Exchanger</i>	D-240 A	19.600	43693,768	\$ 658.377.698,53
5	Anion <i>Exchanger</i>	D-240 B	19.600	43693,768	\$ 658.377.698,53
6	Bak air lunak	F-214	35.000	78024,586	\$ 1.175.674.461,66
7	Pompa ke Daerator	L-216	14.700	32770,326	\$ 493.783.273,90
8	Daerator	D-217	5.600	12483,934	\$ 188.107.913,86
9	Bak Air Umpan Boiler	F-218	6.100	13598,571	\$ 204.903.263,32
10	Pompa boiler	L-219	7.700	17165,409	\$ 258.648.381,56
11	Boiler	Q-220	153300	341747,69	\$ 5.149.454.142,05
12	Pompa air pendingin	L-221	14.700	32770,326	\$ 493.783.273,90
13	Bak Air Pendingin	F-222	70.300	156717,95	\$ 2.361.426.132,98
14	Pompa air peralatan	L-223	14.700	32770,326	\$ 493.783.273,90
15	Cooling Tower	P-230	59.200	131973,01	\$ 1.988.569.375,14
16	Bak Klorinasi	F-240	49.200	109680,28	\$ 1.652.662.386,10
17	Pompa klorinasi	L-241	7.700	17165,409	\$ 258.648.381,56
18	Bak sanitasi	F-242	49.000	109234,42	\$ 1.645.944.246,32
JUMLAH				1278043	Rp 19.257.547.682

Dari tabel E.2. dan E.3. maka didapatkan harga total peralatan :

Harga total = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas

$$\begin{aligned}
 &= \$ 1.333.105,78 + \$ 1.278.042,72 \\
 &= \$ 2.611.149 \\
 &= \text{Rp } 39.344.785.627
 \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20% , maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga total} &= 1,2 \times \$ 2.611.148,5 \\
 &= \$ 3.133.378 \\
 &= \text{Rp } 47.213.742.752
 \end{aligned}$$

C. Biaya Bahan Baku

1. Etanol ($\text{C}_2\text{H}_6\text{O}$)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan per kg} &= 13492,0 \text{ kg/jam} = 13,4920 \text{ ton/jam} \\
 \text{Harga per ton} &= \$ 0,5 / \text{kg} = \$ 500 / \text{ton}
 \end{aligned}$$

(Alibaba, 2023)

Biaya per tahun

$$\begin{aligned}
 &= 13492,0 \text{ ton/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \$ 0,5 \text{ kg} \\
 &= \$ 53.428.312 \\
 &= \text{Rp. } 805.057.803.477
 \end{aligned}$$

2. Asam sulfat (H_2SO_4)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan per kg} &= 17282,0 \text{ kg/jam} = 17,2820 \text{ ton/jam} \\
 \text{Harga per ton} &= \$ 0,98 / \text{kg} = \$ 980 / \text{ton}
 \end{aligned}$$

(Alibaba, 2023)

Biaya per tahun

$$\begin{aligned}
 &= 17282,0 \text{ ton/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \$ 0,98 \text{ kg} \\
 &= \$134.136.114 \\
 &= \text{Rp}2.021.162.965.050
 \end{aligned}$$

3. Drum

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas drum} &= 100 \text{ kg} \\
 \text{kebutuhan drum per jam} &= 64 \text{ buah} \\
 \text{harga drum per buah} &= \$ 8,20 = \text{Rp } 123.557,6 \\
 \text{biaya drum pertahun} &= \\
 &= 63,5 \text{ kg} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \$ 8,20 \text{ buah} \\
 &= \$ 4.126.737 \\
 &= \text{Rp. } 62.181.666.824
 \end{aligned}$$

Total biaya bahan baku

$$\begin{aligned}
 &= \text{C}_2\text{H}_6\text{O} + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{Drum} \\
 &= \$ 53.428.311,9 + \$ 134.136.114,0 + \$ 4.126.737 \\
 &= \$191.691.162,42 \\
 &= \text{Rp}2.888.402.435.350
 \end{aligned}$$

D. Biaya Utilitas

1. Listrik

$$\text{Kebutuhan listrik per jam} = 129,23 \text{ kW}$$

$$\text{Harga listrik per kW} = \$ 0,09$$

Biaya per tahun

$$\begin{aligned} &= 129,2278 \text{ kW/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \$ 0,09 / \text{kW} \\ &= \$ 91.807 \\ &= \text{Rp. } 1.383.340.829 \end{aligned}$$

2. Bahan Bakar

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan per jam} &= 444,6806 \text{ L/hari} = 18,5284 \text{ L/jam} \\ \text{Harga per liter} &= \$ 0,34 \end{aligned}$$

(www.pertamina.com, 2023)

Biaya per tahun

$$\begin{aligned} &= 18,528 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \$ 0,3417 / \text{L} \\ &= \$ 50.143 \\ &= \text{Rp. } 755.549.213 \end{aligned}$$

3. Resin Kation

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan per jam} &= 1,77 \text{ L} \\ \text{Harga per liter} &= \$ 0,01 \end{aligned}$$

(Alibaba, 2023)

Biaya per tahun

$$\begin{aligned} &= 1,7734 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \$ 0,0100 / \text{L} \\ &= \$ 140 \\ &= \text{Rp. } 2.116.325,97 \end{aligned}$$

4. Resin Anion

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan per jam} &= 8,6174 \text{ L} \\ \text{Harga per liter} &= \$ 0,010 \end{aligned}$$

(Alibaba, 2023)

Biaya per tahun

$$\begin{aligned} &= 8,6174 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \$ 0,0100 / \text{L} \\ &= \$ 683 \\ &= \text{Rp. } 10.283.924 \end{aligned}$$

5. Klorin

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan per jam} &= 0,0368 \text{ kg/jam} \\ \text{Harga per kg} &= \$ 0,07 \end{aligned}$$

(Alibaba, 2023)

Biaya per tahun

$$\begin{aligned} &= 0,0368 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \$ 0,07 / \text{kg} \\ &= \$ 20,40 \\ &= \text{Rp. } 307.405,1 \end{aligned}$$

$$\text{Total Biaya utilitas} = \text{Listrik} + \text{Bahan Bakar} + \text{Resin Kation} + \text{Resin Anion}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total biaya umum} &= + \text{Klorin} \\
 &= \$ 142.793 \\
 &= \text{Rp. } 2.151.597.698 \text{ /tahun}
 \end{aligned}$$

E. Gaji Pegawai

Tabel E.4 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan (Tugas)	Jumlah	Gaji		TOTAL
			Per orang		
1.	Dewan Komisaris	3	Rp	30.000.000	Rp 90.000.000
2.	Direktur Utama	1	Rp	25.000.000	Rp 25.000.000
3.	Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp	20.000.000	Rp 20.000.000
4.	Direktur Administrasi dan Keuangan	1	Rp	20.000.000	Rp 20.000.000
5.	LITBANG	2	Rp	8.000.000	Rp 16.000.000
6.	Kepala bagian produksi	1	Rp	9.000.000	Rp 9.000.000
7.	Kepala bagian teknik	1	Rp	9.000.000	Rp 9.000.000
8.	Kepala bagian pemasaran	1	Rp	9.000.000	Rp 9.000.000
9.	Kepala bagian keuangan	1	Rp	900.000	Rp 900.000
10.	Kepala bagian SDM	1	Rp	900.000	Rp 900.000
11.	Kepala bagian Umum	1	Rp	9.000.000	Rp 9.000.000
12.	kepala seksi utilitas	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
13.	Kepala seksi bengkel dan perawatan	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
14.	Kepala seksi mutu dan lab	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
15.	kepala seksi produksi	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
16.	kepala seksi pengendalian proses	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
17.	kepala seksi gudang	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
18.	Kepala seksi market dan riset	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
19.	kepala seksi pembukaan dan keuangan	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
20.	kepala seksi ketenaga kerjaaaan	1	Rp	6.000.000	Rp 6.000.000
21.	kepala seksi penjualan	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
22.	kepala seksi promosi	1	Rp	7.000.000	Rp 7.000.000
23.	kepala seksi transportasi	1	Rp	6.000.000	Rp 6.000.000
24.	Kepala seksi humas	1	Rp	6.000.000	Rp 6.000.000

No.		1	Rp	0.000.000	Rp	0.000.000
25.	Kepala seksi personalia	1	Rp	6.000.000	Rp	6.000.000
26.	kepala seksi keamanan dan kebersihan	1	Rp	6.000.000	Rp	6.000.000
27.	Kepala seksi humas	1	Rp	6.000.000	Rp	6.000.000
28.	karyawan seksi bengkel dan perawatan	8	Rp	4.000.000	Rp	32.000.000
29.	karyawan seksi utilitas	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
30.	karyawan seksi gudang	3	Rp	4.000.000	Rp	12.000.000
31.	karyawan seksi mutu dan lab	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
32.	karyawan seksi produksi	36	Rp	4.000.000	Rp	144.000.000
33.	karyawan seksi pengendalian dan proses	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
34.	karyawan seksi market dan riset	3	Rp	4.000.000	Rp	12.000.000
35.	karyawan seksi penjualan	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
36.	karyawan seksi promosi	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
37.	karyawan seksi pembukaan dan keuangan	3	Rp	4.000.000	Rp	12.000.000
38.	karyawan seksi penyedia dan pembelian	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
39.	karyawan seksi transportasi	8	Rp	4.000.000	Rp	32.000.000
40.	Karyawan seksi ketenaga kerjaan	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
41.	karyawan seksi Personalia	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
42.	karyawan seksi humas	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
43.	Karyawan Div. Kebersihan dan keamanan	10	Rp	4.000.000	Rp	40.000.000
45.	Sekretasi	2	Rp	4.000.000	Rp	8.000.000
46.	Sopir	4	Rp	4.000.000	Rp	16.000.000
47.	Dokter	1	Rp	5.000.000	Rp	5.000.000
48.	Perawat	2	Rp	4.000.000	Rp	8.000.000
JUMLAH		146	Rp	327.800.000	Rp	779.800.000

$$\begin{aligned}
 \text{Total gaji karyawan pertahun} &= \text{Rp } 779.800.000 \times 12 \text{ bulan} \\
 &= \text{Rp } 9.357.600.000 \\
 &= \$ 621.024,69
 \end{aligned}$$

G. Perhitungan Harga Produk

1. Dietil eter 98% (C4H10O)

Produksi per jam = 6.313,1300 kg
 Harga per kg = \$ 4,50

Penjualan per tahun

= 6313,1300 kg/jam × 24 jam/hari × 330 hari/tahun × \$ 4,50 / kg
 = \$224.999.953
 = Rp 3.390.299.294.817,600

11.1 Penentuan Total Capital Investment (TCI)A. Biaya Langsung (*Direct Cost = DC*)

No.	Jenis Biaya	Perkiraan		Jumlah
		(%)		
1.	Harga Peralatan	E		\$ 3.133.378,20
2.	Instrumentasi dan Alat Kontrol	20%	E	\$ 626.675,64
3.	Instalasi	9%	E	\$ 282.004,04
4.	Perpipaan Terpasang	40%	E	\$ 1.253.351,28
5.	Listrik Terpasang	50%	E	\$ 1.566.689,10
6.	Harga FOB (Jumlah 1 - 5)			\$ 6.862.098,26
7.	Ongkos Angkutan Kapal Laut	7%	F	\$ 480.346,88
8.	Harga C dan F (Jumlah 6 - 7)			\$ 7.342.445,14
9.	Biaya Asuransi	1%	G	\$ 36.712,23
10.	Harga CIF (Jumlah 8 - 9)			\$ 7.379.157,37
11.	Biaya Angkut Barang ke Plant	15%	H	\$ 1.106.873,61
12.	Pemasangan Alat	35%	E	\$ 1.096.682,37
13.	Bangunan Pabrik	45%	E	\$ 1.410.020,19
14.	Service Facilities and Yard Improvement	40%	E	\$ 1.253.351,28
15.	Tanah	4%	E	\$ 125.335,13
16.	Biaya Langsung DC (Jumlah 1 - 10)			\$ 33.955.120,71

B. Biaya Tak Langsung (*Indirect Cost = IC*)

No.	Jenis Biaya	Perkiraan		Jumlah
		(%)		
17.	<i>Engineering and Supervision</i>	5%	DC	\$ 1.697.756,04
18.	Ongkos Pemborong	8%	DC	\$ 2.716.409,66
19.	Biaya Tak Terduga	10%	FCI	
Total <i>Indirect Cost</i> (IC)				\$ 4.414.165,69 + 0,1 FCI

C. *Fixed Capital Investment (FCI)*

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ &= \$ 33.955.120,71 + \$ 4.414.165,69 + 0,1 \text{ FCI} \\ 0,9 \text{ FCI} &= \$ 38.369.286 \\ \text{FCI} &= \$ 42.632.540 \end{aligned}$$

D. *Working Capital Investment (WCI)*

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 10\% \times \text{TCI} \\ &= \$ 4.736.949 \end{aligned}$$

E. *Total Capital Investment (TCI)*

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \$ 42.632.540 + 10\% \text{ TCI} \\ 0,90 \text{ TCI} &= \$ 42.632.540 \\ \text{TCI} &= \$ 47.369.489 \end{aligned}$$

F. *Modal Perusahaan*

Modal sendiri (MS)	60% TCI	\$ 28.421.694
Modal pinjaman (MP)	40% TCI	\$ 18.947.796
Total		\$ 47.369.489

11.2 *Penentuan Total Production Cost (TPC)*

A. *Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost /DPC)*

No.	Jenis Biaya	Perkiraan (%)	Jumlah
1.	Bahan Baku		\$ 191.691.162,42
2.	Tenaga Kerja (TK)		\$ 621.024,69
3.	Pengawasan Langsung	10% TK	\$ 62.102,47
4.	Biaya Utilitas		\$ 142.792,52
5.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (PP)	2% FCI	\$ 852.650,81
6.	<i>Operating Suplies</i>	10% PP	\$ 85.265,08
7.	Biaya Laboratorium	10% TK	\$ 62.102,47
8.	<i>Patient dan Rotalities</i>	1% TPC	0,01 TPC
Total <i>Direct Production Cost (DPC)</i>			\$193.517.100,46 + 0,01 TPC

B. *Fixed Charges*

No.	Jenis Biaya	Perkiraan (%)	Jumlah
1.	Depresiasi Alat	10% FCI	\$ 4.263.254,05
2.	Depresiasi Bangunan	2% FCI	\$ 852.650,81
3.	Pajak Kekayaan	2% FCI	\$ 852.650,81
4.	Asuransi	0% FCI	\$ 170.530,16
5.	Bunga Bank	8% MP	\$ 1.496.875,86

Total Fixed Charges	\$	7.635.961,69
---------------------	----	--------------

C. Biaya Overhead Pabrik

No.	Jenis Biaya	Perkiraan	Jumlah
		(%)	
1.	Biaya Overhead	65% (TK+PL+PP)	\$ 998.255,68
Total Overhead			\$ 998.255,68

D. Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses /GE)

No.	Jenis Biaya	Perkiraan	Jumlah	
		(%)		
1.	Biaya Administrasi	15% TK	\$	93.153,70
2.	Biaya Distribusi dan Penjualan	2% TPC	0,02	TPC
3.	Biaya LITBANG	2% TPC	0,02	TPC
Total General Expenses			\$	93.153,70 + 0,04 TPC

E. Total Production Cost (TPC)

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE} \\
 &= (\$ 193.517.100,46 + 0,01 \text{ TPC}) + \$ 7.635.961,69 \\
 &\quad + \$ 998.255,68 + (\$ 93.153,70 + 0,04 \text{ TPC}) \\
 &= \$ 202.244.471,53 + 0,05 \text{ TPC} \\
 \text{TPC} &= \$ 212.888.917
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga. DPC} &= \$ 193.517.100,46 + 0,01 \text{ TPC} \\
 &= \$ 195.645.989,63 \\
 \text{GE} &= \$ 93.153,70 + 0,04 \text{ TPC} \\
 &= \$ 8.608.710,40
 \end{aligned}$$

11.3 Analisa Profitabilitas

Sesuai dengan Undang-Undang Republik Indonesia Tentang Pajak Penghasilan

Nomor 36 Tahun 2008 dengan ketentuan perpajakan:

(www.pajak.go.id)

- 5% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 25% untuk laba sampai Rp. 250.000.000,-
- 30% untuk laba > Rp. 500.000.000,-

Asumsi yang diambil adalah :

- a. Bunga kredit Bank BCA sebesar 7,90% per tahun

(www.bca.co.id, diakses pada 20/07/2023, 19.00 WIB)

- b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

- c. Umur pabrik 10 tahun

- d. Kapasitas produksi :

Tahun I	:	60%	produksi total
Tahun II	:	80%	produksi total

Tahun III : 100% produksi total

1. Laba Perusahaan

Laba perusahaan adalah keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = \$224.999.953 (kapasitas 100%)

$$\begin{aligned} \text{Laba kotor} &= \$224.999.953 - \text{Biaya Produksi} \\ &= \$224.999.953 - \$212.888.917 \\ &= \$ 12.111.036 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 30\% \times \text{laba kotor} \\ &= \$ 3.633.311 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan} \\ &= \$ 12.111.036 - \$ 3.633.311 \\ &= \$ 8.477.725 \end{aligned}$$

1 Nilai penerimaan *cash flow* sebelum pajak (C_{Abt}):

$$\begin{aligned} C_{Abt} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \$ 12.111.036 + \$ 4.263.254 \\ &= \$ 16.374.290 \end{aligned}$$

1 Nilai penerimaan *cash flow* setelah pajak (C_{Abt}):

$$\begin{aligned} C_{Abt} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \$ 8.477.725 + \$ 4.263.254 \\ &= \$ 12.740.979 \end{aligned}$$

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\$ 12.111.036}{\$ 42.632.540} \times 100\% \\ &= 39,41\% \end{aligned} \quad (\text{Industri Kimia } 11\% - 44\%)$$

2 b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\$ 8.477.725}{\$ 42.632.540} \times 100\% \\ &= 31,89\% \end{aligned} \quad (\text{Industri Kimia } 11\% - 44\%)$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan/waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} \text{POT}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\$ 42.632.540}{\$ 16.374.290} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,6 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POT}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\$ 42.632.540}{\$ 12.740.979} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 3,3 \text{ tahun} \end{aligned}$$

4. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

a. **Biaya Tetap (FC)** = \$ **7.635.962**

b. **Biaya Variabel (VC)**

Bahan Baku pertahun	= \$	191.691.162
Biaya Utilitas pertahun	= \$	142.793
Total Biaya Variabel (VC)	= \$	191.833.955

c. **Biaya Semi Variabel (SVC)**

Biaya Umum (GE)	= \$	8.608.710
Biaya Overhead	= \$	998.256
Plant supplies	= \$	85.265
Biaya laboratorium dan kontrol	= \$	62.102
Buruh pabrik langsung	= \$	621.025
Pengawasan pabrik	= \$	62.102
Perawatan dan Pemeliharaan	= \$	852.651
Total Biaya Semi Variabel(SVC)	= \$	11.290.112

d. **Harga Penjualan (S)** = \$ **224.999.953**

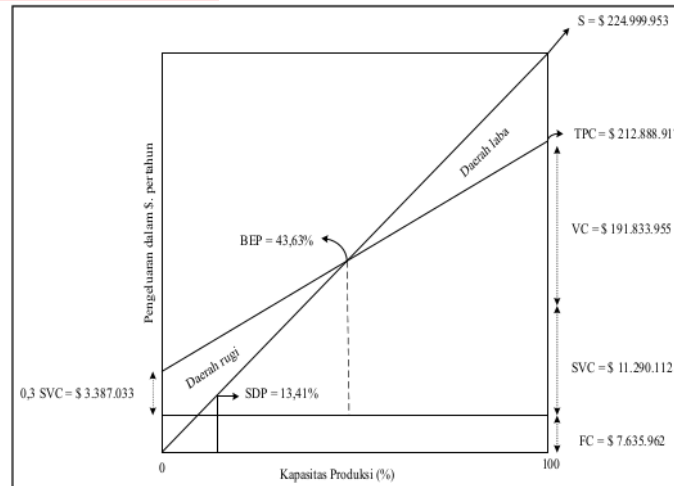
maka :

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

$$= 43,63\%$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas} &= 43,63\% \times 50.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 21.817 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk Pabrik Dietil Eter berada di antara 40 - 60% sehingga, nilai BEP di atas memadai.



Untuk produksi tahun pertama kapasitas: 60% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{\text{PBi}}{\text{PB}} = \frac{[100 - \text{BEP}] - [100 - \% \text{ kapasitas}]}{100 - \text{BEP}}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (< 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\begin{aligned} \frac{\text{PBi}}{\text{PB}} &= \frac{100\% - 43,63\% - 100\% - 60\%}{100\% - 43,63\%} \\ \$ 8.477.725 &= \$ 2.461.623 \end{aligned}$$

Sehingga *cash flow* setelah pajak untuk tahun pertama :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi Alat} \\ &= \$ 2.461.623 + \$ 4.263.254 \\ &= \$ 6.724.877 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas ² 80% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100 - \% \text{ kapasitas}]}{100 - BEP}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} \frac{PBi}{PB} &= \text{keuntungan pada \% kapasitas yang tercapai } (< 100\%) \\ PB &= \text{keuntungan pada kapasitas 100\%} \\ \% \text{ kapasitas} &= \% \text{ kapasitas yang tercapai} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{PBi}{\$ 8.477.725} &= \frac{100\% - 43,63\% - 100\% - 80\%}{100\% - 44\%} \\ &= \$ 5.469.674 \end{aligned}$$

¹ Sehingga *cash flow* setelah pajak untuk tahun kedua :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun kedua} + \text{Depresiasi Alat} \\ &= \$ 5.469.674 + \$ 4.263.254 \\ &= \$ 9.732.928 \end{aligned}$$

² 5. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - VC} \times 100\% \\ &= \frac{0,3 \times 11.290.112}{\$ 224.999.953 - 0,7 \times 11290112 - 191.833.955} \\ &= 13,41\% \end{aligned}$$

Titik SDP terjadi pada kapasitas penjualan,

$$\begin{aligned} &= 13,41\% \times \$ 224.999.953 \\ &= \$ 30.166.045 \end{aligned}$$

6. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa konstruksi selama 2 tahun.

(tahun pertama = 40% ; tahun kedua = 60%)

a. Menghitung C_{A0} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40\% \times FCI \times (1+i)^2 \\ &= 40\% \times \$ 42.632.540 \times 1,1642 \\ &= \$ 19.853.821 \end{aligned}$$

$$C_{A-1} = 60\% \times FCI \times (1+i)^1$$

$$= 60\% \times \$ 42.632.540 \times 1,0790$$

$$= \$ 27.600.307$$

$$C_{A0} = -C_{A-1} - C_{A-2}$$

$$= - \$ 27.600.307 - \$ 19.853.821$$

$$= - \$ 47.454.127$$

1
b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

$$F_d = \frac{1}{(1+i)^n}$$

Dimana :

- F_d = Faktor diskon
- C_A = cash flow setelah pajak
- i = tingkat bunga bank
- n = tahun ke-n

1
Tabel E.2. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	Cash Flow (CA) (\$)	Fd i = 7,90%	NPV (\$)
0	\$ (47.454.127,30)	\$ 1,00	\$ (47.454.127,30)
1	\$ 6.724.877,43	\$ 0,93	\$ 6.232.509,21
2	\$ 9.732.928,27	\$ 0,86	\$ 8.359.891,35
3	\$ 12.740.979,11	\$ 0,80	\$ 10.142.347,11
4	\$ 12.740.979,11	\$ 0,74	\$ 9.399.765,62
5	\$ 12.740.979,11	\$ 0,68	\$ 8.711.552,94
6	\$ 12.740.979,11	\$ 0,63	\$ 8.073.728,40
7	\$ 12.740.979,11	\$ 0,59	\$ 7.482.602,78
8	\$ 12.740.979,11	\$ 0,54	\$ 6.934.756,98
9	\$ 12.740.979,11	\$ 0,50	\$ 6.427.022,22
10	\$ 12.740.979,11	\$ 0,47	\$ 5.956.461,74
WCI			\$ 4.736.948,94
Total			\$ 129.911.714,6

1
Karena NPV bernilai positif (+) maka Pabrik Dietil Eter layak untuk didirikan.

7. IRR (*International Rate of Return*)

merupakan cara untuk menghitung tingkat suku bunga dimana hasil penjumlahan akan menghasilkan nilai yang sama dengan investasi.

Dimana :

$$i_1 = \text{bunga pinjaman ke-1 (trial)} = 2,50\%$$

$$i_2 = \text{bunga pinjaman ke-2 (trial)} = 4,5\%$$

Tabel E.2. *Cash Flow* untuk IRR

Tahun ke-	Cash Flow (CA) (\$)	NPV _I (\$)	
		i = 2,5%	i = 4,5%
0	\$ (47.454.127,30)	\$ (47.454.127)	\$ (47.454.127,30)
1	\$ 6.724.877,43	\$ 6.560.856,0	\$ 6.435.289,41
2	\$ 9.732.928,27	\$ 9.263.941	\$ 8.912.733,93
3	\$ 12.740.979,11	\$ 11.831.266	\$ 11.164.876,72
4	\$ 12.740.979,11	\$ 11.542.698	\$ 10.684.092,56
5	\$ 12.740.979,11	\$ 11.261.169	\$ 10.224.012,02
6	\$ 12.740.979,11	\$ 10.986.506	\$ 9.783.743,56
7	\$ 12.740.979,11	\$ 10.718.543	\$ 9.362.434,03
8	\$ 12.740.979,11	\$ 10.457.115	\$ 8.959.267,01
9	\$ 12.740.979,11	\$ 10.202.063	\$ 8.573.461,25
10	\$ 12.740.979,11	\$ 9.953.232,5	\$ 8.204.269,14
WCI		4.736.949	4.736.949
Total		154.968.466	144.495.256

$$\text{IRR} = i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 - \text{NPV}_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :

$$i_1 = \text{bunga pinjaman ke-1 yang ditrial} = 3,10\%$$

$$i_2 = \text{bunga pinjaman ke-2 yang ditrial} = 5,0\%$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{IRR} &= 3,1\% + \frac{\$154.968.466}{\$154.968.466 - \$144.495.256} \times 0,05 - 0,0310 \\ &= 31,21\% \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR 31,21% per tahun.

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (8,61%) maka Pabrik Dietil Eter ini layak untuk didirikan.

Kesimpulan Aspek Ekonomi

<i>Return Of Investment Before Tax (ROI_{BT})</i>	:	39,41%
<i>Return Of Investment AfterTax (ROI_{AT})</i>	:	31,89%
<i>Pay Out Time (POT_{BT})</i>	:	2,6 tahun

<i>Pay Out Time (POT_{AT})</i>	:	3,3	tahun
<i>Break Event Point (BEP)</i>	:	43,63%	
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	:	13,41%	
<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	:	31,21%	

PRARENCANA PABRIK DIETIL ETER

ORIGINALITY REPORT

19%

SIMILARITY INDEX

18%

INTERNET SOURCES

1%

PUBLICATIONS

0%

STUDENT PAPERS

PRIMARY SOURCES

1	repository.unibos.ac.id Internet Source	10%
2	idoc.pub Internet Source	9%
3	Emilie Savage-Smith, Yossef Rapoport. "An Eleventh-Century Egyptian Guide to the Universe", Brill, 2014 Publication	<1%
4	John Olusegun Ogundare. "Understanding Least Squares Estimation and Geomatics Data Analysis", Wiley, 2018 Publication	<1%
5	"Indexes", New Testament Studies, 2009 Publication	<1%
6	Richard B. Roberts. "Penicillin-Resistant Streptococcus pneumoniae in Metropolitan New York Hospitals: Case Control Study and Molecular Typing of Resistant Isolates", Microbial Drug Resistance, 06/2001 Publication	<1%

7

WALSH PERU S.A. INGENIEROS Y
CIENTIFICOS CONSULTORES. "Plan de Cierre
de Minas de la Unidad Minera Selene
Explorador-IGA0006561", R.D. N° 120-2009-
MEM-AAM, 2020

Publication

<1 %

Exclude quotes Off

Exclude matches Off

Exclude bibliography Off

PRARENCANA PABRIK DIETIL ETER

GRADEMARK REPORT

FINAL GRADE

GENERAL COMMENTS

/0

PAGE 1

PAGE 2

PAGE 3

PAGE 4

PAGE 5

PAGE 6

PAGE 7

PAGE 8

PAGE 9

PAGE 10

PAGE 11

PAGE 12

PAGE 13

PAGE 14

PAGE 15

PAGE 16

PAGE 17

PAGE 18

PAGE 19

PAGE 20

PAGE 21

PAGE 22

PAGE 23

PAGE 24

PAGE 25

PAGE 26

PAGE 27

PAGE 28

PAGE 29

PAGE 30

PAGE 31

PAGE 32

PAGE 33

PAGE 34

PAGE 35

PAGE 36

PAGE 37

PAGE 38

PAGE 39

PAGE 40

PAGE 41

PAGE 42

PAGE 43

PAGE 44

PAGE 45

PAGE 46

PAGE 47

PAGE 48

PAGE 49

PAGE 50

PAGE 51

PAGE 52

PAGE 53

PAGE 54

PAGE 55

PAGE 56

PAGE 57

PAGE 58

PAGE 59

PAGE 60

PAGE 61

PAGE 62

PAGE 63

PAGE 64

PAGE 65

PAGE 66

PAGE 67

PAGE 68

PAGE 69

PAGE 70

PAGE 71

PAGE 72

PAGE 73

PAGE 74

PAGE 75

PAGE 76

PAGE 77

PAGE 78

PAGE 79

PAGE 80

PAGE 81

PAGE 82

PAGE 83

PAGE 84

PAGE 85

PAGE 86

PAGE 87

PAGE 88

PAGE 89

PAGE 90

PAGE 91

PAGE 92

PAGE 93

PAGE 94

PAGE 95

PAGE 96

PAGE 97

PAGE 98

PAGE 99

PAGE 100

PAGE 101

PAGE 102

PAGE 103

PAGE 104

PAGE 105

PAGE 106

PAGE 107

PAGE 108

PAGE 109

PAGE 110

PAGE 111

PAGE 112

PAGE 113

PAGE 114

PAGE 115

PAGE 116

PAGE 117

PAGE 118

PAGE 119

PAGE 120

PAGE 121

PAGE 122

PAGE 123

PAGE 124

PAGE 125

PAGE 126

PAGE 127

PAGE 128

PAGE 129

PAGE 130

PAGE 131

PAGE 132

PAGE 133

PAGE 134

PAGE 135

PAGE 136

PAGE 137

PAGE 138

PAGE 139

PAGE 140

PAGE 141

PAGE 142

PAGE 143

PAGE 144

PAGE 145

PAGE 146

PAGE 147

PAGE 148

PAGE 149

PAGE 150

PAGE 151

PAGE 152

PAGE 153

PAGE 154

PAGE 155

PAGE 156

PAGE 157

PAGE 158

PAGE 159

PAGE 160

PAGE 161

PAGE 162

PAGE 163

PAGE 164

PAGE 165

PAGE 166

PAGE 167

PAGE 168

PAGE 169

PAGE 170

PAGE 171

PAGE 172

PAGE 173

PAGE 174

PAGE 175

PAGE 176

PAGE 177

PAGE 178

PAGE 179

PAGE 180

PAGE 181

PAGE 182

PAGE 183

PAGE 184

PAGE 185

PAGE 186

PAGE 187

PAGE 188

PAGE 189

PAGE 190

PAGE 191

PAGE 192

PAGE 193

PAGE 194

PAGE 195

PAGE 196

PAGE 197

PAGE 198

PAGE 199

PAGE 200

PAGE 201

PAGE 202

PAGE 203

PAGE 204

PAGE 205

PAGE 206

PAGE 207

PAGE 208

PAGE 209

PAGE 210

PAGE 211

PAGE 212

PAGE 213

PAGE 214

PAGE 215

PAGE 216

PAGE 217

PAGE 218

PAGE 219

PAGE 220

PAGE 221

PAGE 222

PAGE 223

PAGE 224

PAGE 225

PAGE 226

PAGE 227

PAGE 228

PAGE 229

PAGE 230

PAGE 231

PAGE 232

PAGE 233

PAGE 234

PAGE 235

PAGE 236

PAGE 237

PAGE 238

PAGE 239

PAGE 240

PAGE 241

PAGE 242

PAGE 243

PAGE 244

PAGE 245

PAGE 246

PAGE 247

PAGE 248

PAGE 249

PAGE 250

PAGE 251

PAGE 252

PAGE 253

PAGE 254

PAGE 255

PAGE 256

PAGE 257

PAGE 258

PAGE 259

PAGE 260

PAGE 261

PAGE 262

PAGE 263

PAGE 264

PAGE 265

PAGE 266

PAGE 267

PAGE 268

PAGE 269

PAGE 270

PAGE 271

PAGE 272

PAGE 273

PAGE 274

PAGE 275

PAGE 276

PAGE 277

PAGE 278

PAGE 279

PAGE 280

PAGE 281

PAGE 282

PAGE 283

PAGE 284

PAGE 285

PAGE 286

PAGE 287

PAGE 288

PAGE 289

PAGE 290

PAGE 291

PAGE 292

PAGE 293

PAGE 294

PAGE 295
