

**PRA RENCANA PABRIK
SENG OKSIDA DARI LOGAM SENG DENGAN PROSES
OKSIDASI
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN ALAT UTAMA
ROTARY COOLER**

SKRIPSI

Disusun Oleh:

ACHMAD ZABADIL

09.14.015



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

2014

**PRA RENCANA PABRIK
SENG OKSIDA DARI LOGAM SENG DENGAN PROSES
OKSIDASI
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN ALAT UTAMA
ROTARY COOLER**

SKRIPSI

Disusun Oleh:

ACHMAD ZABADIL

09.14.015



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

2014

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK BIODIESEL DARI BIJI NYAMPLUNG DENGAN PROSES KONTINYU KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana
Pada Jenjang Strata 1 (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh :

NAMA : KUKUH ANDI WIJAYANTO
NIM : 06.14.011

Malang, September 2010

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Institut Teknologi Nasional Malang



Ir. Muvassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Menyetujui,
Dosen Pembimbing

Jimmy ST., MT.
NIP. Y. 103.9900.330

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK BIODIESEL DARI BIJI NYAMPLUNG DENGAN PROSES KONTINYU KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana
Pada Jenjang Strata 1 (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh :

NAMA : ARYO BHASKORO
NIM : 06.14.024

Malang, September 2010

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Institut Teknologi Nasional Malang



Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Menyetujui,
Dosen Pembimbing

Jimmy ST., MT.
NIP. Y.103.9900.330



PERKUMPULAN PENGELOLA PENDIDIKAN UMUM DAN TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
FAKULTAS TEKNIK SIPIL DAN PERENCANAAN
PROGRAM PASCASARJANA MAGISTER TEKNIK

PT. BNI (PERSERO) MALANG
BANK NIAGA MALANG

Kampus I : Jl. Bendungan Sigura-gura No. 2 Telp. (0341) 551431 (Hunting), Fax. (0341) 553015 Malang 65145
Kampus II : Jl. Raya Karanglo, Km 2 Telp. (0341) 417636 Fax. (0341) 417634 Malang

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

NAMA : Kukuh Andi Wijayanto
NIM : 06.14.011
JURUSAN : Teknik Kimia
JUDUL : Pra Rencana Pabrik Biodiesel Dari Biji Nyamplung Dengan
Proses Kontinyu Kapasitas 350.000 ton / tahun.

Dipertahankan di hadapan Tim Penguji Ujian Skripsi jenjang Program Strata Satu (S-1)

Pada Hari : Kamis

Tanggal : 19 Agustus 2010

Dengan Nilai : (A)

PANITIA UJIAN SKRIPSI

KETUA,

Ir. Muyassaroh, MT.
NIP. Y. 1039700306

SEKRETARIS

M. Istnaeny Hudha ST., MT.
NIP. Y. 1030400400

ANGGOTA PENGUJI

PENGUJI I,

Ir. Bambang Susila Hadi
NIP. Y. 1019000210

PENGUJI II,

Elvianto Dwi Daryono ST., MT.
NIP. Y. 1030000351



PERKUMPULAN PENGELOLA PENDIDIKAN UMUM DAN TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
FAKULTAS TEKNIK SIPIL DAN PERENCANAAN
PROGRAM PASCASARJANA MAGISTER TEKNIK

PT. BNI (PERSERO) MALANG
BANK NIAGA MALANG

Kampus I : Jl. Bendungan Sigura-gura No. 2 Telp. (0341) 551431 (Hunting), Fax. (0341) 553015 Malang 65145
Kampus II : Jl. Raya Karanglo, Km 2 Telp. (0341) 417636 Fax. (0341) 417634 Malang

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

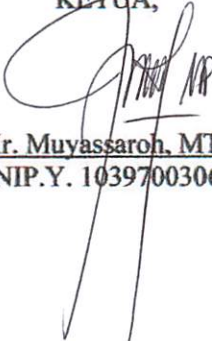
NAMA : Aryo Bhaskoro
NIM : 06.14.024
JURUSAN : Teknik Kimia
JUDUL : Pra Rencana Pabrik Biodiesel Dari Biji Nyamplung Dengan
Proses Kontinyu Kapasitas 350.000 ton / tahun.

Dipertahankan di hadapan Tim Penguji Ujian Skripsi jenjang Program Strata Satu (S-1)

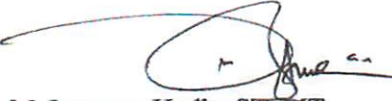
Pada Hari : Kamis
Tanggal : 19 Agustus 2010
Dengan Nilai : (A)

PANITIA UJIAN SKRIPSI

KETUA,



Ir. Muyassaroh, MT.
NIP.Y. 1039700306

SEKRETARIS



M. Istnaeny Hudha ST., MT.
NIP. Y. 1030400400

ANGGOTA PENGUJI

PENGUJI I,


Ir. Bambang Susila Hadi
NIP. Y. 1019000210

PENGUJI II,


Elvianto Dwi Daryono ST., MT.
NIP. Y. 1030000351

PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama: : **Kukuh Andi Wijayanto**

N I M : **06.14.011**

Jurusan / Program Studi : **Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1**

Fakultas : **Teknologi Industri**

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

**“PRA RENCANA PABRIK BIODIESEL DARI BIJI NYAMPLUNG
DENGAN PROSES KONTINYU
KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN”**

adalah hasil karya sendiri bukan merupakan cuplikan serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya

Malang, September 2010

Yang Membuat Pernyataan,

Kukuh Andi Wijayanto
NIM 06.14.011

PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama: : **Aryo Bhaskoro**

N I M : **06.14.024**

Jurusan / Program Studi : **Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1**

Fakultas : **Teknologi Industri**

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

**“PRA RENCANA PABRIK BIODIESEL DARI BIJI NYAMPLUNG
DENGAN PROSES KONTINYU
KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN”**

adalah hasil karya sendiri bukan merupakan cuplikan serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya

Malang, September 2010

Yang Membuat Pernyataan,

Aryo Bhaskoro
NIM 06.14.024

ABSTRAKSI

Metil Ester (Biodiesel) adalah bahan bakar nabati yang dapat digunakan untuk campuran bahan bakar petroleum. Rumus kimia metil ester adalah RCOOCH_3 dengan berat molekul 292,5 g/mol, berbentuk cairan kental berwarna kuning. Pada umumnya produksi biodiesel dapat dilakukan dengan cara mereaksikan Trigliserida dari minyak biji nyamplung dengan metanol menggunakan katalis basa berupa KOH atau NaOH. Proses produksi biodiesel ini dilakukan melalui tahap esterifikasi dan transesterifikasi. Tahap esterifikasi dilakukan untuk mengubah asam lemak bebas menjadi metil ester yang dilakukan sebanyak dua tahap pada suhu 60°C selama 1 jam dengan menggunakan katalis asam. Tahap transesterifikasi untuk mengubah trigliserida menjadi metil ester, dilakukan pada suhu 60°C selama 15 menit dan tekanan operasi 30 atmosfer, menggunakan katalis basa. Produk berupa metil ester atau biodiesel ini kemudian masuk ke dalam centrifuge untuk dipisahkan antara metil ester dan gliserol. Metil ester yang sudah dipisahkan dari gliserol masuk ke tahap proses pencucian dengan menggunakan magnesol atau dry washing untuk menyerap zat pengotor yang terkandung. Metil Ester atau biodiesel ini digunakan sebagai bahan bakara alternatif pengganti minyak bumi dan juga untuk campuran bahan bakar seperti solar. Pabrik Biodiesel dari biji nyamplung ini direncanakan didirikan di Gresik, Jawa Timur pada tahun 2012 dengan kapasitas produksi 350.000 ton/tahun. Bentuk Perusahaan adalah Perseroan terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staff. Dari hasil perhitungan ekonomi didapatkan $\text{BEP} = 57,8508 \%$, $\text{POT} = 2,949$ tahun, $\text{ROI}_{\text{BT}} = 37,9530\%$, $\text{ROI}_{\text{AT}} = 23,9104 \%$, $\text{IRR} = 25,83 \%$, $\text{TCI Rp } 329.524.694.118,62,-$

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan Nikmat dan Hidayah-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Skripsi yang berjudul ***“Pra Rencana Pabrik Biodiesel Dari Biji Nyamplung dengan Proses Kontinyu Kapasitas 350.000 ton / tahun”***.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.

Atas terselesaikannya Skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Abraham Lomi, MSEE., selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT., selaku Dekan FTI ITN Malang
3. Ibu Ir. Muyassaroh, MT., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang
4. Bapak Jimmy ST., MT. selaku Dosen Pembimbing
5. Kedua orang tua kami yang telah memberikan dukungan serta doa kepada kami.
6. Adik kami Fransisca R. Y. P. yang telah memberikan bantuan yang besar kepada kami.
7. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu-persatu, yang telah membantu terselesaikannya skripsi ini.

Penyusun mengharapkan agar skripsi ini dapat berguna. Baik buat penyusun pribadi maupun bagi seluruh mahasiswa Teknik Kimia.

Penyusun menyadari bahwa Skripsi ini masih jauh dari sempurna sehingga kritik dan saran yang sifatnya membangun sangat diharapkan.

Malang, September 2010

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN.....	i
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI	ii
PERNYATAAN KEASLIAN.....	iv
ABSTRAKSI.....	vi
KATA PENGANTAR.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	x
DAFTAR TABEL	xi
BAB I PENDAHULUAN.....	I – 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II – 1
BAB III NERACA MASSA.....	III – 1
BAB IV NERACA PANAS	IV – 1
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN	V – 1
BAB VI PERENCANAAN ALAT UTAMA.....	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....	VII – 1
BAB VIII UTILITAS	VIII-1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX – 1
BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI.....	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN DAN SARAN.....	XII - 1
DAFTAR PUSTAKA.....	xii

APPENDIKS

A. PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	A – 1
B. PERHITUNGAN NERACA PANAS	B – 1
C. SPESIFIKASI ALAT	C – 1
D. UTILITAS.....	D – 1
E. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....	E – 1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Peta Persebaran Nyamplung di Indonesia	I – 10
Gambar 2.1. Blok Diagram Transesterifikasi Proses Batch Satu Tahap	II – 3
Gambar 2.2. Blok Diagram Transesterifikasi Proses Batch Dua Tahap	II – 4
Gambar 2.3. Blok Diagram Transesterifikasi Proses Kontinyu	II – 6
Gambar 2.4. Blok Diagram Transesterifikasi Proses High Free Fatty Acid System.....	II – 7
Gambar 2.5. Blok Diagram Transesterifikasi Proses Biox.....	II – 9
Gambar 2.6. Blok Diagram Transesterifikasi Super Critical Process	II – 10
Gambar 2.7. Blok Diagram Transesterifikasi dengan Enzym	II – 11
Gambar 9.1. Skema Tata Letak Pabrik Biodiesel.....	IX – 4
Gambar 9.2. Tata Letak Pabrik Biodiesel	IX - 6
Gambar 10.1. Bagan Struktur Organisasi	X – 4
Gambar 11.1. Gambar BEP.....	XI – 12

DAFTAR TABEL

Tabel 1.2.	Konversi Bahan Bakar ke Solar.....	I – 5
Tabel 1.3.	Perusahaan Penghasil Biodiesel dan Kapasitasnya	I – 7
Tabel 1.4	Daya Saing Biodiesel dan Solar	I – 8
Tabel 1.5	Komposisi Asam Lemak dalam Minyak Nyamplung	I – 11
Tabel 1.6	Sifat-Sifat Minyak Nyamplung	I – 11
Tabel 2.2	Tabel Seleksi Proses	II – 12
Tabel 7.1	Instrumen Peralatan Pabrik.....	VII – 5
Tabel 7.2	Alat-Alat Keselamatan Kerja.....	VII – 11
Tabel 8.1	Data Kebutuhan Air Pendingin	VIII – 4
Tabel 8.2	Kebutuhan Steam	VIII – 7
Tabel 8.3	Kebutuhan Air Sanitasi	VIII – 9
Tabel 9.2	Perkiraan Luas Pabrik.....	IX – 8
Tabel D.1	Data Kebutuhan Steam Untuk Proses.....	D – 2
Tabel D.2	Kebutuhan Air Sanitasi.....	D – 6
Tabel D.3	Tabel Kebutuhan Air Pendingin untuk Proses	D – 7
Tabel D.4	Data Kebutuhan Air Pabrik	D – 8
Tabel E.1	Indeks Harga.....	E – 1
Tabel E.2	Harga Peralatan Proses	E – 4
Tabel E.3	Harga Peralatan Utilitas.....	E – 6
Tabel E.4	Gaji Pegawai.....	E – 10
Tabel E.5	Cash Flow untuk NPV selama 10 Tahun.....	E – 22

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Seiring dengan berkembangnya jaman, maka berarti semakin maju pula industri dan teknologi, yang berujung pada peningkatan jumlah konsumsi bahan bakar. Selama ini kebutuhan bahan bakar kita sebagian besar disuplai oleh bahan bakar fosil. Padahal jumlah bahan bakar fosil terbatas dan untuk membentuknya kembali membutuhkan waktu yang sangat lama.

Begitu pula di Indonesia. Bahkan dalam pidatonya pada tanggal 27 September 2005 lalu menambahkan bahwa cadangan energi di Indonesia sudah amat terbatas. Cadangan minyak kita hanya cukup untuk 18 tahun saja. Lalu cadangan gas kita hanya cukup untuk 60 tahun, dan cadangan batu bara hanya cukup untuk 150 tahun.

Hal itu pula yang menyebabkan diterbitkannya Peraturan Presiden Nomor 5 Tahun 2006 tentang kebijakan energi nasional dan instruksi Presiden Nomor 1 tahun 2006 tentang penyediaan dan pemanfaatan bahan bakar nabati (biofuel) sebagai bahan bakar lain. Selanjutnya pada awal Juli 2006, di Losari (Magelang, Jawa Tengah) Presiden juga mengadakan pertemuan khusus dengan para menteri serta sejumlah pejabat daerah untuk merumuskan sebuah strategi pemanfaatan energi hijau secara lebih optimal. Karena dapat juga meningkatkan taraf hidup petani di Indonesia. (Achmad Mangga Barani, Dirjen Perkebunan, Departemen Pertanian).

Selain itu, harga minyak mentah pada 23 Februari 2010 juga melonjak hingga mencapai harga US \$ 80 per barrel.

Hal ini membuktikan bahwa pendirian pabrik biodiesel di Indonesia sangat berpotensi, mengingat adanya dukungan dari pemerintah dan jika ditinjau dari harga minyak yang semakin tinggi.

Untuk memilih jenis minyak nabati yang akan digunakan sebagai bahan baku biodiesel ada beberapa kriteria yang harus dipenuhi, yaitu :

- Tanaman tersebut merupakan kekayaan hayati asli negara yang bersangkutan.
- Dapat dibudidayakan dengan mudah di negara tersebut
- Pemanfaatan minyak tersebut sebagai bahan baku tidak menyebabkan terjadinya konflik dengan penyediaan untuk kebutuhan pangan dan produk-produk penting lainnya.

Salah satu tumbuhan yang dapat dan cocok digunakan di Indonesia sebagai bahan baku biodiesel adalah nyamplung (*callophyllum inophyllum*). Hal ini ditunjang dengan penelitian pusat Litbang Migas tahun 2008 tentang 17 sifat nyamplung hingga diterbitkannya SNI 04-7182-2006. (P3HH).

Apalagi nyamplung selama ini dibuang dan dianggap tidak berguna, jika digunakan pun itu hanya sebagai bahan untuk rujak. Sehingga dengan didirikannya pabrik biodiesel dari biji nyamplung diharapkan dapat meningkatkan kegunaan nyamplung dan juga membuka lapangan pekerjaan baru.

Sehingga dengan didirikannya pabrik biodiesel dari biji nyamplung ini dapat memberi beberapa keuntungan, di antaranya :

- Meningkatkan nilai ekonomis biji nyamplung.
- Memberikan alternatif proses dalam pembuatan biodiesel.
- Membantu upaya pemerintah dalam penyediaan biodiesel.

- Secara tidak langsung juga turut mengurangi penggunaan bahan bakar fosil (dalam hal ini solar) yang cadangannya makin sedikit.

1.2. Perkembangan Industri Biodiesel

Sejarah keberadaan biodiesel ini usianya sudah mencapai dua abad. Ekstraksi minyak nabati sebenarnya sudah dilakukan sejak awal 1853 oleh ilmuwan E. Duffy dan J. Patrick. Model pertama mesin diesel yang dibuat Rudolf Diesel, bisa bekerja untuk pertama kalinya di Augsburg, Jerman pada 10 Agustus 1893.

Pada tahun 1920-an, pabrik diesel merubah fungsi mesinnya sehingga bisa digunakan untuk bahan bakar fosil. Sejak itu industri minyak bumi semakin menggeser keberadaan minyak nabati dan mampu menguasai pasar perminyakan karena harganya yang lebih murah dibandingkan bahan bakar biomassa.

Kebangkitan produksi biodiesel baru terjadi pada tahun 1980-an di Austria dengan adanya perkebunan besar yang menghasilkan bahan dasar biodiesel. Pada tahun 1991 berdiri sebuah pabrik skala industri pertama yang mampu memproduksi biodiesel dalam skala besar di Aschach yang juga berlokasi di Austria. Selama tahun 1990-an, pabrik-pabrik produsen biodiesel dibuka di beberapa negara Eropa, termasuk Republik Ceko, Prancis, Jerman, dan Swedia.

Pada tahun 1990an itu pula, Prancis meluncurkan produksi bahan bakar biodiesel lokalnya yang lebih dikenal dengan sebutan diester. Produsen otomotif di Prancis, seperti Renault dan Peugeot, sudah memberikan sertifikasi mesin truk mereka sehingga bisa dijalankan menggunakan biodiesel produksi Prancis ini. Tak hanya Prancis, Amerika Serikat sejak 1978 hingga 1996 juga terus melakukan eksperimen menggunakan alga sebagai bahan dasar biodiesel. Sumber independen menyatakan bahwa teknologi GreenFuel, sebuah perusahaan yang terletak di

Cambridge, Massachussets berhasil memproduksi biodiesel menggunakan alga tersebut. Di Indonesia industri biodiesel secara komersial dibangun pada tahun 2006 yaitu oleh PT. Pertamina Indonesia Unit VI di Balongan. (<http://www.balipost.co.id>)

1.3. Kegunaan Biodiesel

Fungsi utama biodiesel adalah sebagai bahan bakar alternatif sebagai pengganti bahan bakar minyak yang berasal dari fosil. Biodiesel juga memiliki kelebihan yaitu dapat mengurangi tingkat emisi dan biodiesel merupakan bahan bakar yang dapat diperbaharui.

1.4. Perkiraan Kapasitas Produksi

Jika melihat dari data Pusat Data Indonesia Energi dan Sumber Daya Mineral (PUSDATIN ESDM) tentang konsumsi bahan bakar minyak di Indonesia ini semakin hari semakin tinggi dan tidak diimbangi dengan kenaikan produksi dalam negeri, memaksa pemerintah untuk mengimpor bahan bakar minyak.

Konsumsi bahan bakar tersebut banyak dipengaruhi oleh produksi energi yang ada dan jenis bahan bakarnya, yang bisa berasal dari batu bara dan solar. Sebagai contoh adalah penggunaan solar dan batubara untuk kalangan industri dan transportasi. Jika 1 kg batubara setara dengan 0,333 L solar dan dalam 1 L biosolar terdapat 5 % biodiesel, maka dapat dibuat tabel seperti tabel di bawah ini :

Tabel 1.2. Konversi bahan bakar ke solar

Tahun	Batubara		Solar		Biosolar		Total	Kenaikan
	Konsumsi (ribuan ton)	Konversi ke solar (kilo Liter)	Industri (kilo Liter)	Transportasi (kilo Liter)	Konsumsi (kilo Liter)	Jumlah Solar (kilo Liter)		
2000	8586	2862	6941871	9365388	0	0	16310121	
2001	8815	2938,333	7253095	9941771	0	0	17197804	5,443%
2002	9214	3071,333	7091883	9782952	0	0	16877906	-1,860%
2003	16253	5417,667	6727203	9422642	0	0	16155263	-4,282%
2004	13177	4392,333	7513446	10830594	0	0	18348432	13,576%
2005	15653	5217,667	688000	10060316	0	0	10753534	-41,393%
2006	21201	7067	5797069	8826588	217048	206195,6	14630724	36,055%
2007	29025	9675	5423621	8514215	877457	833584,2	13947511	-4,670%
2008	38023	12674,33	5580928	8911926	929393	882923,4	14505528	4,001%
Rata-rata kenaikan								0,859 %

Sumber : Handbook of Energy & Economic Statistics of Indonesia 2009

Dengan adanya peraturan pemerintah yang mengharuskan substitusi biodiesel pada bahan bakar minyak sebanyak 5 % maka pihak Pertamina sebagai pihak utama dalam industri bahan bakar minyak di Indonesia akan membeli semua biodiesel di pasaran untuk memenuhi kebutuhan akan substitusi biodiesel sebesar 5 % tersebut. Maka pasar untuk industri biodiesel ini akan terbuka lebar.

Dimana perhitungan peluang pabrik baru ini dihitung dengan rumus :

$$M = M_0(1+i)^n$$

Dimana :

M = jumlah konsumsi tahun 2012

M_0 = jumlah konsumsi tahun 2008

i = prosentase kenaikan

n = banyaknya tahun ; 2008-2012

Dengan kenaikan rata-rata konsumsi solar sebesar 0,859 %, maka perkiraan konsumsi solar pada tahun 2012 adalah :

$$\begin{aligned} M &= 14.505.528 (1 + 0,00859)^4 \\ &\approx 15.010.243 \text{ KL} \\ &= 15.010,243 \text{ juta Liter} = 13.101,446 \text{ juta ton} \end{aligned}$$

Kebutuhan biodiesel adalah 5 % dari jumlah produksi solar, maka perkiraan kebutuhan biodiesel pada tahun 2012 dapat dihitung dengan :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan biodiesel} &= 5 \% \text{ Kebutuhan solar} \\ &= 5 \% \times 13.101,446 \text{ juta ton} \\ &= 655.072,3 \text{ juta ton} \end{aligned}$$

Di bawah ini adalah data-data perusahaan penghasil biodiesel di Indonesia yang terbesar :

Tabel 1.3. Perusahaan penghasil biodiesel dan kapasitasnya

Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
PT Wahana Abdi Tirta	30.000
PT. Anugerah Inti Gemanusa	50.000
PT. Sari Dumai Sejati	100.000
PT. Biofuels	150.000
PT Artha Trans Jaya	1.200
PT. Wilmar	350.000
PT. Asian Agro Agungjaya	100.000
PT. Bakrie Sumatra Plantation dan Rekayasa Industri	100.000
PT. Musimas	100.000
PT. Karya Prajona Nelayan	100.000
PT. Eterindo Jawa Timur	120.000
PT. Sumi Asih	300.000
PT. Indo BBN	50.000
PT. Musim Mas	100.000
PT. Bakrie Rekin Bioenergy	150.000
Pabrik Lain	1.224.000
Total	3.025.200

Sumber : Departemen ESDM

Dari data di atas dapat dihitung peluang kapasitas pabrik biodiesel baru dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang Pabrik Baru} &= \text{Konsumsi Total} - \text{Kapasitas pabrik} \\
 &= 655.072.300.000 \text{ ton} - 3.025.200 \text{ ton} \\
 &= 655.072.074.800 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif yang memiliki banyak keunggulan, sehingga mampu bersaing dengan bahan bakar lainnya, adapun perbandingan mutu biodiesel dengan solar dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 1.4. Tabel daya saing Biodiesel dan Solar

Pembandingan	Biodiesel	Solar
Jenisnya	Sumber energi terbarukan	Sumber energi tidak terbarukan
Harga	Sekitar Rp. 5.000,00- Rp. 6.000,00	Untuk transportasi Rp. 4.500,00, dan untuk industri Rp. 6500,00
Daya tempuh	1 liter dapat menempuh 10,14 km	1 liter dapat menempuh 9,76 km
Emisi SO ₂ (ppm)	0	78
Emisi CO (ppm)	0	40
Emisi NO (ppm)	37	64
Emisi NO ₂ (ppm)	1	1
Benzen (mg/Nm ³)	0,3	5,01
Toluen (mg/Nm ³)	0,57	2,31
Xylene (mg/Nm ³)	0,73	1,57

Sumber : Soerawidjaja, 2001

Untuk memenuhi kebutuhan biodiesel dan ketersediaan bahan baku (biji nyamplung) maka kapasitas pabrik biodiesel yang akan didirikan pada tahun 2012 adalah 350.000 ton/tahun.

1.5. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

1.5.1. Bahan Baku

1.5.1.1. Biji Nyamplung

Bahan baku yang digunakan dalam pabrik ini adalah nyamplung karena Nyamplung ini memiliki kandungan minyak yang cukup banyak dan mudah untuk dibudidayakan di Indonesia.

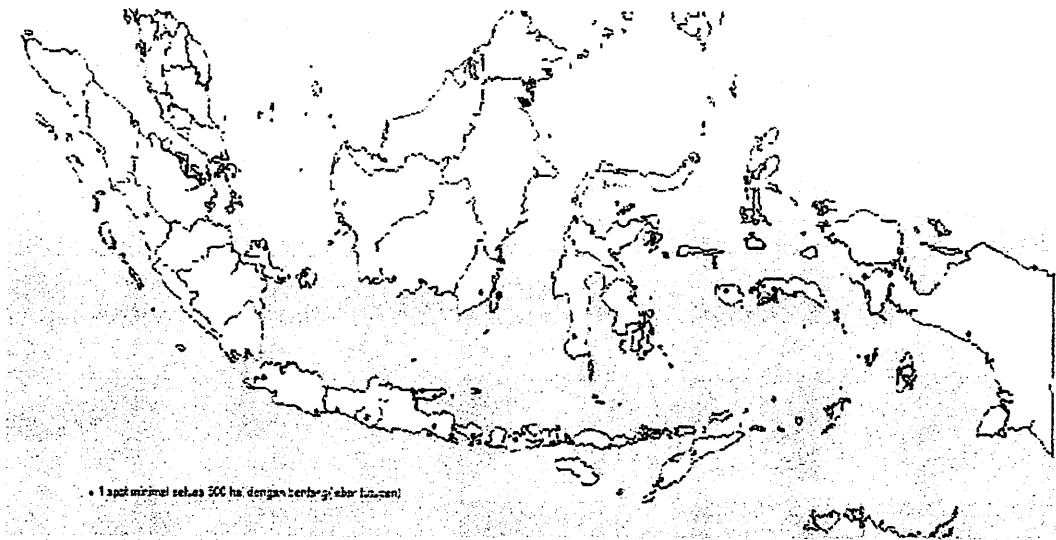
Selain itu, nyamplung memiliki rendemen biji sangat tinggi sekitar 40-60 %, terkadang bisa mencapai 74 %, dan dalam pemanfaatannya tidak

berkompetisi dengan kepentingan pangan. Rendeman nyamplung lebih tinggi dibanding jarak pagar (40-60 persen), dan Sawit (46-54 persen).

Nyamplung memiliki klasifikasi ilmiah seperti berikut :

- Kerajaan : Plantae
- Divisi : Magnoliophyta
- Kelas : Magnoliopsida
- Ordo : Malpighiales
- Famili : Clusiaceae
- Upafamili : Kielmeyeroideae
- Bangsa : Callophylleae
- Genus : Callophyllum
- Species : Callophyllum inophyllum L.

Nyamplung merupakan tanaman pantai yang tumbuh di daratan dengan ketinggian dari 0 hingga 400 m di atas permukaan laut, tersebar di seluruh kepulauan Indonesia, juga di beberapa negara berpantai seperti negara-negara di Afrika, Madagaskar, India, Thailand, Vietnam, Malaysia, dan Cina. Adapun peta persebaran nyamplung di Indonesia adalah sebagai berikut :



Gambar 1.1. Peta persebaran nyamplung di Indonesia

Nyamplung memiliki daya tahan yang tinggi terhadap lingkungan. Jenis ini ditemukan dalam jumlah populasi yang besar, dengan kisaran umur yang lama (1-50 tahun), dan memiliki biji yang banyak, serta berbuah sepanjang tahun terutama pada bulan September-Nopember.

Produktivitas biji kering nyamplung cukup tinggi, bisa menghasilkan biji sebanyak 10 ton dari jarak tanam 5 x 10 m dan sebanyak 20 ton dari jarak tanam 5 x 5 m per hektar. Kadar minyak nyamplung berkisar dari 60 hingga 65% dari kapasitas total dan 45-40 % minyak yang diekstrak. Sehingga dari 50000 Ha luas lahan nyamplung di Indonesia, (Sudrajat, Menteri Kehutanan), dapat menghasilkan nyamplung minimal sebanyak 10.000.000 ton per tahun.

Minyak dari biji nyamplung dapat digunakan sebagai bahan bakar biodiesel.

Biji nyamplung mengandung 40-74 % minyak dengan komposisi minyak sebagai berikut:

Tabel 2.2. Komposisi asam lemak dalam minyak nyamplung

komponen	Minyak nyamplung
Asam miristat (C14)	0,09
Asam palmitat (C16)	14,6
Asam stearat (C18)	19,96
Asam oleat (C 18:1)	37,57
Asam linoleat (C 18:2)	26,33
Asam linolenat (C 18:3)	0,27
Asam arachidat (C 20)	0,94
Asam erukat (C 20:1)	0,72

(Sumber : Litbang Kehutanan, 2008)

Tabel 2.3. Sifat-sifat minyak nyamplung :

karakteristik	Sebelum degumming (Crude oil)	Sesudah degumming (Refined oil)
Kadar air	0,25%	0,41%
Densitas pada suhu 25° C	0,944 g/mL	0,940 g/mL
Viskositas pada suhu 40° C	56,70 cP	53,4 cP
Bilangan asam	59,94 mg KOH/g	54,18 mg KOH/g
Kadar asam lemak bebas	29,53%	27,21%
Bilangan penyabunan	198,1 mg KOH/g	194,7 mg KOH/g
Bilangan iod	86,42 mg/g	85,04 mg/g
Indeks retraksi	1,477	1,478
Warna	Hijau gelap dan kental	Kuning kemerahan dan kental

(Sumber : Litbang Kehutanan, 2008)

1.5.1.2. Metanol (CH₃OH)

Metanol disebut juga dengan metil alkohol atau alkohol kayu merupakan senyawa alkohol yang paling sederhana. Rumus molekulnya CH₃OH. Metanol berwujud liquidsida volatil, mudah terbakar, beracun yang digunakan sebagai zat antibeku, pelarut, bahan bakar dan sebagai denaturant untuk etil alkohol.

Sifat Fisik :

- Bentuk : cairan
- Warna : tidak berwarna
- Densitas : $0,79 \text{ g/cm}^3$ (pada $20 \text{ }^\circ\text{C}$)
- Titik leleh : $- 98 \text{ }^\circ\text{C}$
- Titik didih : $64,5 \text{ }^\circ\text{C}$
- Viskositas : $0,597 \text{ mPa.s}$ (pada $20 \text{ }^\circ\text{C}$)
- Titik nyala : $11 \text{ }^\circ\text{C}$
- Tekanan uap : 128 hPa (pada $20 \text{ }^\circ\text{C}$)

Sifat Kimia :

- Berat molekul : $32,04 \text{ g/mol}$
- Kelarutan dalam air : tercampur sempurna

(Kirk Othmer. 1979)

1.5.2. Bahan Pembantu**1.5.2.1. Asam Sulfat (H_2SO_4)****Asam Sulfat (H_2SO_4)**

Asam Sulfat merupakan asam mineral (anorganik) yang kuat yang memiliki kegunaan dalam reaksi kimia yaitu pemrosesan bijih mineral, sintesis Kimia, pemrosesan air limbah, dan pengkilangan minyak.

Sifat Fisik :

- Bentuk : cairan
- Warna : tidak berwarna
- Bau : tidak berbau

- Densitas : 1,84 g/cm³ (pada 20 °C)
- Titik leleh : 3 °C
- Titik didih : 335 °C
- Viskositas : 24 mPa.s (pada 20 °C)
- Tekanan uap : 0,0001 hPa (pada 20 °C)

Sifat Kimia :

- Berat molekul : 98,08 g/mol
- Kelarutan dalam air : tercampur sempurna
- Kelarutan dalam etanol : tercampur sempurna

(Kirk Othmer. 1979)

1.5.2.2. Kalium Hidroksida (KOH)

Kalium hidroksida adalah jenis bahan kimia dengan formula KOH. Biasa disebut dengan Pottasium Hidroksida. Untuk keperluan perdagangan dan laboratorium dimana kalium hidroksida merupakan basa kuat, mudah larut dalam air, menghasilkan cukup panas dan membentuk larutan kaustik. Senyawa ini mudah bereaksi dengan asam dan bersifat korosif terhadap benda-benda dari logam seperti seng, aluminium, dan timah. Senyawa ini biasa digunakan dalam pembuatan sabun, sebagai katalis, dalam pemurnian (*bleaching*), dan pada industri kimia.

Sifat Fisik

- Bentuk : Kristal
- Warna : Putih
- Bau : tidak berbau

- Titik leleh : 360 °C
- Titik didih : 1320 °C
- Titik nyala : tidak menyala
- Densitas : 2,044 g/cm³, padat

Sifat Kimia :

- Berat molekul : 56,1 g/mol
- Kelarutan dalam air : 1100 g/l (pada 25 °C)

(Kirk Othmer. 1979)

1.5.2.3. Asam Fosfat (H₃PO₄)

Asam fosfat merupakan mineral asam (inorganik). Bersifat korosif tetapi tidak beracun. Asam fosfat ini sering digunakan sebagai reagent kimia.

Sifat Fisik :

- Bentuk : padat
- Warna : putih atau tidak berwarna
- Densitas : 1.685 g/ml (cairan)
- Titik leleh : 42.35 °C
- Titik didih : 158 °C
- Viskositas : 140 (pada 20 °C)

Sifat Kimia :

- Berat molekul : 98,00 g/mol
- Kelarutan dalam air : tercampur sempurna
- pH : 1,5

(Kirk Othmer. 1979)

1.5.2.4. Magnesol

Magnesol adalah magnesium silika dengan kemurnian 97% dengan rumus kimia $MgO:2,6SiO_2.2H_2O$. magnesol memiliki sifat tidak beracun, tidak mudah terbakar dan tidak mudah menyala.

Sifat Fisik :

- Bentuk : Bubuk
- Warna : Putih
- Bau : Tidak berbau
- Densitas ($H_2O = 1$) : 2,10 – 2,20
- Titik leleh : 1910 C

Sifat Kimia :

- pH : 7-10,8
- kelaruan dalam air : tidak larut

(Dallas Group of America. 2004)

1.5.3. Produk Utama

Biodiesel

Spesifikasi biodiesel yang dihasilkan adalah sebagai berikut :

- Rumus molekul : $CH_3-OC=OR$
(R adalah rantai karbon asam lemak)
- Berat Molekul : 296,5 g/mol (metil ester minyak jarak pagar)
- Titik Nyala : 130 °C
- Air dan sedimen : 0,05 % volume
- Viskositas pada 40 °C : 1,9 – 6 mm²/s

- Sulfur : 0,05 % berat
- Abu tersulfatkan : 0,02 % berat
- Angka setan : 47
- Residu karbon : 0,05 %
- Angka asam : 0,8 mg KOH/g
- Gliserin bebas : 0,02 % berat
- Gliserin total : 0,24 % berat

(Gerpen J. Van. 2004)

1.5.4. Produk Samping

Gliserol

Merupakan gula alkohol dan memiliki rasa manis dan sedikit beracun.

Gliserol yang dihasilkan memiliki spesifikasi sebagai berikut :

- Rumus kimia : $C_3H_5(OH)_3$
- Bentuk : cairan kental
- Berat molekul : 92,09382 g/mol
- Densitas : 1.261 g/cm³
- Titik leleh : 18 °C
- Titik didih : 290 °C
- Viskositas : 1.5 Pa s
- *Specific Gravity* : 1.2636
- Tekanan uap pada 0 °C : 0 kPa
- Titik nyala : 193 °C
- Auto ignition : 400 °C
- Kelarutan : larut sempurna dalam air, tidak larut dalam kloroform

(Kirk Othmer. 1979)

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Seleksi Proses

Pada umumnya, proses yang dipakai untuk pembuatan biodiesel di tinjau dari proses yang digunakan terdapat tiga macam proses, antara lain :

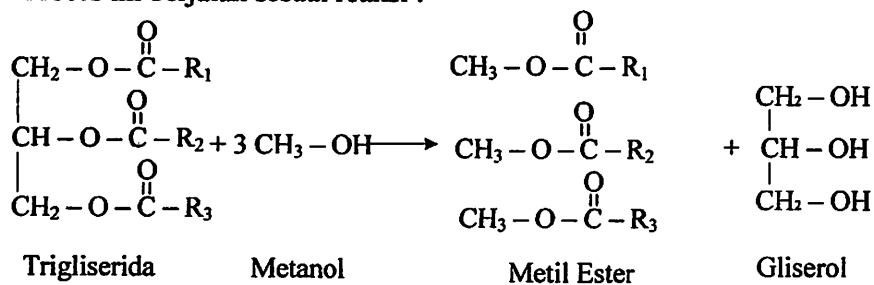
1. Transesterifikasi dengan katalis
2. Transesterifikasi non katalis
3. Transesterifikasi dengan Enzim

(Van Gerpen, 2004)

2.1.1 Transesterifikasi dengan katalis

Proses pembuatan biodiesel dengan mereaksikan trigliserida dengan alkohol (metanol) membentuk metil ester (biodiesel) dan gliserol. Pada reaksi ini menggunakan katalis diantaranya katalis basa (KOH dan NaOH) dan katalis asam (H_2SO_4).

Proses ini berjalan sesuai reaksi :



Menurut prosesnya maka pembuatan biodiesel dibagi menjadi 4 sistem proses, yaitu :

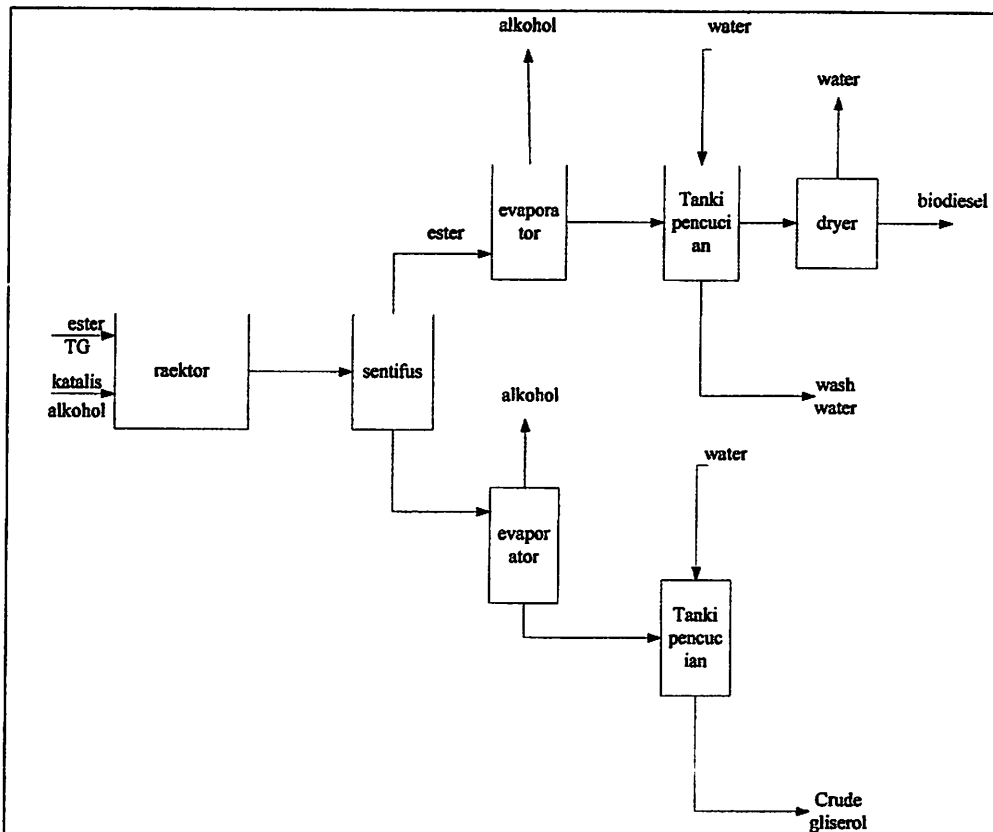
1. Proses Batch satu tahap

Metode yang paling sederhana dalam proses produksi alkohol ester adalah dengan menggunakan proses batch di dalam reaktor berpengaduk. Rasio alkohol terhadap trigliserida dari 4:1 sampai 20:1, pada umumnya ratio yang paling banyak digunakan adalah 6:1. Reaktor dilengkapi dengan reflux condensor. Suhu operasi pada umumnya 65°C, meskipun rentang temperaturnya mulai dari 25°C sampai 85°C.

Katalis yang sering digunakan pada proses pembuatan biodiesel ini adalah Natrium Hidroksida dan juga kalium Hidroksida.. Dengan hasil produk yang diperoleh 85% sampai dengan 94%. Apabila menggunakan 2 tahapan reaksi, dengan proses pemisahan gliserol diantara tahapan reaksi, maka prosentase produk yang dapat dihasilkan sampai dengan 95%.

Pada proses batch 1 tahap pertama-tama minyak nyamplung dari mesin press dialirkan ke dalam reaktor diikuti dengan penambahan katalis dan methanol, dengan perbandingan antara alkohol dengan minyak adalah 4:1 sampai 20:1, dengan suhu operasi 65°C, campuran itu diaduk selama periode reaksi yaitu antara 20 menit sampai dengan 1 jam. Kemudian campuran hasil reaksi dipisahkan dengan menggunakan centrifuge untuk memisahkan antara ester dengan gliserol. Alkohol yang terkandung di dalam ester maupun gliserol kemudian dipisahkan dengan menggunakan proses evaporasi. Ester kemudian dinetralkan dan dicuci

dengan air yang sedikit asam untuk memisahkan sisa-sisa methanol dan garam kemudian dikeringkan. Hasil biodiesel yang diperoleh kemudian dialirkan ke dalam tanki penyimpanan. Sedangkan aliran gliserol dinetralkan dan dicuci dengan air lunak, kemudian gliserol ini dikirim ke dalam unit pemurnian gliserol



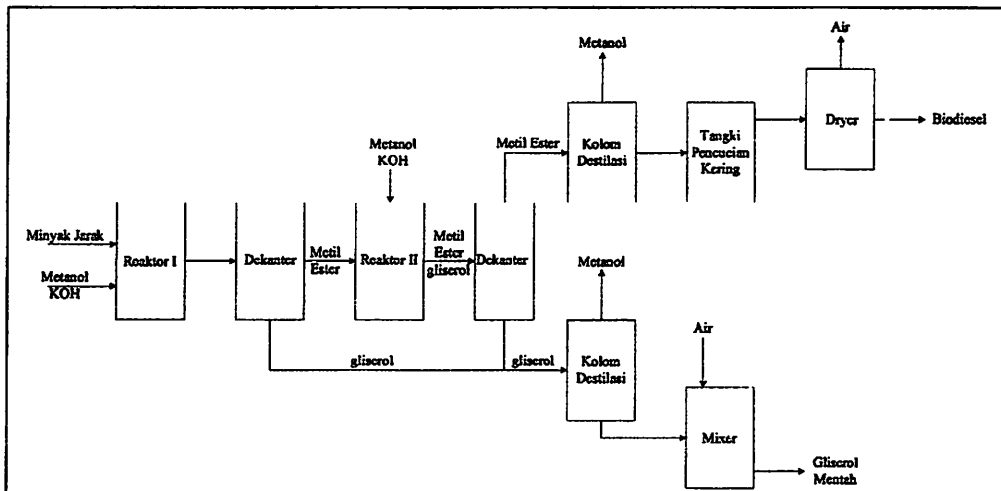
Gambar 2.1. Blok diagram Transesterifikasi Proses Batch Satu Tahap (Gerpen,2004)

2. Proses batch dua tahap

Bahan baku minyak nyamplung yang telah dihasilkan dari proses press dengan alat press ditampung dalam storage. Metanol dan kalium hidroksida dari storage bahan tambahan dialirkan kedalam mixer. Minyak dan campuran metanol-kalium hidroksida dimasukan dalam reaktor batch I dengan suhu operasi 60°C - 70 °C. Setelah itu dipompa kedalam separator gravitasi untuk memisahkan metil ester

dan gliserol yang terbentuk. Setelah itu gliserol di alirkan kolom destilasi untuk memisahkan metanol sisa selanjutnya gliserol dan diditampung, sedangkan metil esternya dialirkan ke reaktor batch II dengan ditambahkan metanol dengan kondisi operasi yang sama dengan reaktor batch I, dengan waktu reaksi total pada reaktor I dan II adalah 35 menit-180 menit. Setelah itu dipompa kedalam decanter untuk memisahkan metil ester dan gliserol yang terbentuk. Setelah itu gliserol di alirkan kolom destilasi untuk memisahkan metanol sisa selanjutnya gliserol dan diditampung ketangki pencucian kering yang bertujuan untuk memisahkan zat-zat pengotor seperti sisa metanol, sisa KOH, gliserol dan bahan sabun. Metil ester dimasukan dalam dryer untuk menghilangkan sisa airnya. Konsentrasi Produk yang dihasilkan melalui proses ini memiliki kadar ester 98-99,5%

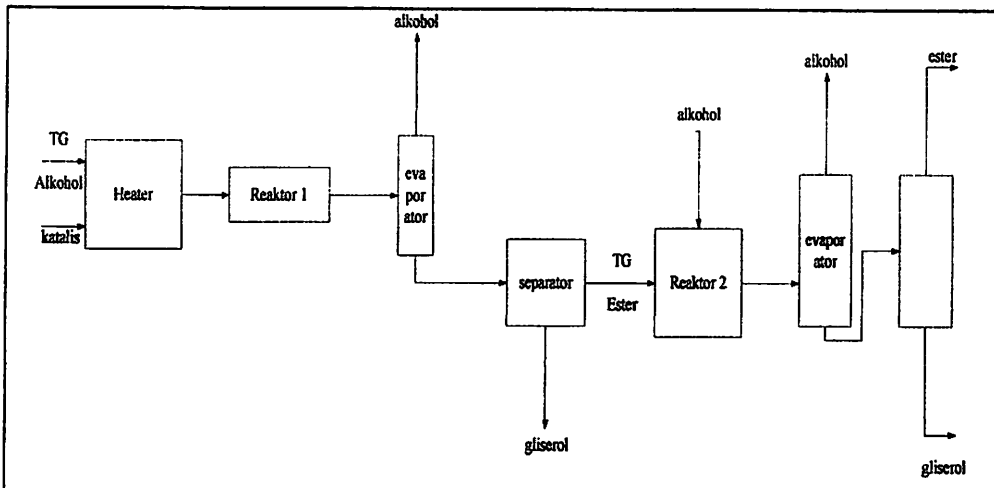
(http://seminar.gunadarma.ac.id/index.php?option=com_docman&task=doc_download&gid=60&Itemid=34)



Gambar 2.2. Blok diagram Transesterifikasi Proses Batch Dua Tahap (Gerpen,2004)

3. Proses kontinyu

Proses continyu merupakan variasi dari proses batch dengan menggunakan reaktor alir berpengaduk atau CSTRs dalam rangkaian seri. CSTRs ini dapat bervariasi pada ukuran volumenya agar didapatkan waktu tinggal yang lebih lama di dalam CSTRs I untuk mendapatkan konversi reaksi yang lebih besar. Setelah produk awal gliserol dipisah, reaksi di dalam CSTRs 2 berlangsung lebih cepat, dengan konversi hingga 98%. Elemen yang diperlukan dalam desain dari CSTRs adalah input pengadukan yang cukup untuk menjamin bahwa komposisi yang melewati reactor selalu dalam keadaan konstan. Sehingga menyebabkan terjadinya peningkatan dispersi dari produk gliserol dalam fase ester. Akibatnya waktu yang dibutuhkan untuk proses separasi menjadi semakin panjang. Untuk mengatasi masalah tersebut maka reaktor dibuat tubular, atau menggunakan tipe raktor plug secara kontinyu, dengan sedikit pengadukan pada arah akisal. Tipe dari reaktor ini disebut dengan plug-flow reactor (PFR), yang dipasang secara seri dengan reaktor CSTRs berukuran kecil. Hasilnya proses system kontinyu ini membutuhkan waktu yang lebih singkat , yaitu sekitar 6 sampai 10 menit, untuk bereaksi secara sempurna. Seringkali tipe dari reaktor ini beroperasi pada suhu dan tekanan yang tinggi untuk meningkatkan konversi reaksi.



Gambar 2.3. Blok diagram Transesterifikasi Proses Kontinyu (Gerpen,2004)

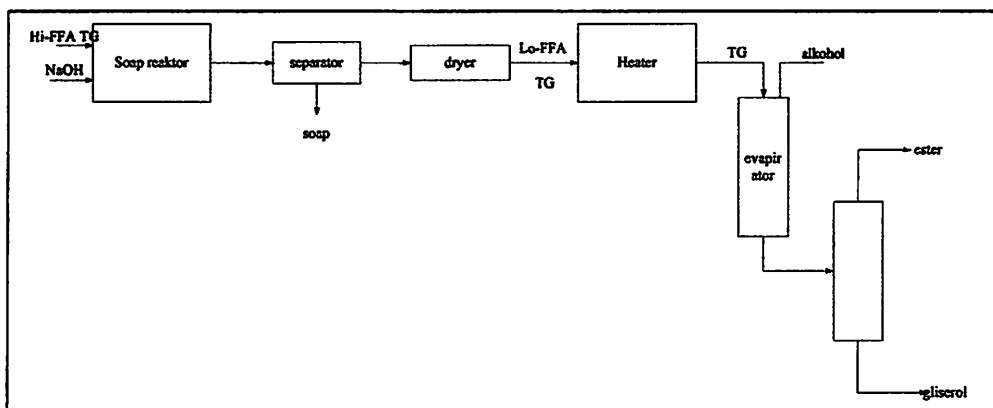
4. High Free Fatty Acid Systems

Jumlah maksimum asam lemak bebas yang dapat digunakan di dalam sistem ini adalah kurang dari 2 %, dan lebih baik lagi jika kurang dari 1 %. Untuk mengatasi kadar asam lemak bebas yang tinggi soda api ditambahkan ke dalam umpan dan menghasilkan sabun yang kemudian dipisahkan dengan menggunakan centrifuge, yang disebut dengan kaustik stripping. Beberapa trigliserida akan hilang selama proses kaustic stripping. Campuran sabun itu dapat di asamkan kembali untuk merekoveri asam lemak dan minyak yang hilang pada tanki reaksi pemisahan (separate reaction tank). Minyak yang sudah bersih dari asam lemak bebas kemudian dikeringkan dan dikirim ke unit transesterifikasi unit untuk pengolahan yang lebih jauh lagi. Asam lemak bebas yang terpisah dari proses ini lebih baik jangan dibuang, asam lemak bebas tersebut dapat di transformasikan menjadi methyl ester dengan menggunakan proses esterifikasi asam

Proses esterifikasi secara langsung dari asam lemak bebas berkadar tinggi membutuhkan proses pemisahan atau penghilangan air selama reaksi, agar reaksi

berlangsung lebih baik. Selain itu ratio alkohol yang dibutuhkan terhadap FFA pada umumnya berkisar antara 20:1 dan 40:1. Proses esterifikasi secara langsung juga membutuhkan jumlah katalis asam yang cukup besar, tergantung dari proses yang digunakan.

Reaksi esterifikasi dari FFA dengan methanol akan menghasilkan produk samping berupa air yang harus dihilangkan, Air dapat dihilangkan dengan cara vaporasi, atau sentrifugasi sebagai sistem campuran methanol-air. Dalam sistem katalis asam digunakan asam fosfat sebagai katalis awal, kemudian menetralkannya dengan KOH berlebih, dan menetralkannya lagi dengan menggunakan asam fosfat ketika reaksi sudah selesai. Potasium fosfat yang tidak larut direcovery kembali, dicuci dan dikeringkan untuk digunakan sebagai pupuk.



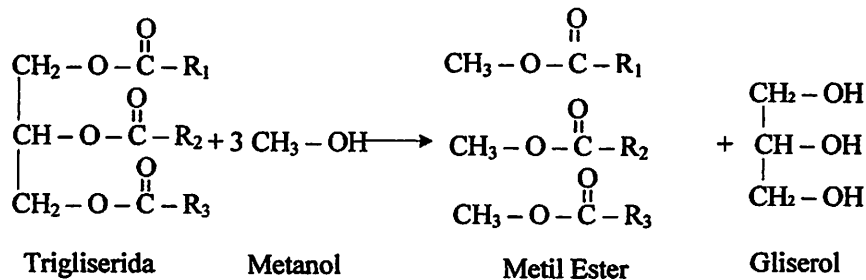
Gambar 2.4. Blok diagram Transesterifikasi Proses High Free Fatty Acid

system

(Gerpen,2004)

2.1.2 Transesterifikasi dengan Non katalis

Proses pembuatan biodiesel dengan mereaksikan trigliserida dengan alkohol (metanol) membentuk metil ester (biodiesel) dan gliserol. Dengan reaksi:



Menurut prosesnya maka pembuatan biodiesel non katalis ini dibagi menjadi 2 sistem proses, yaitu :

1. Non-Catalyzed Systems – Biox Process

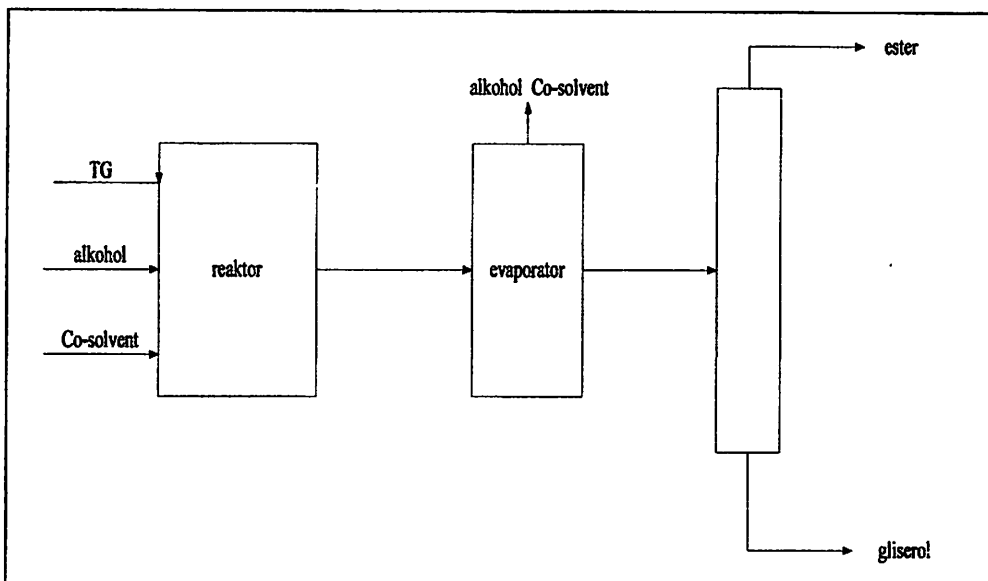
Pada proses biox Pelarut digunakan untuk mengatasi waktu reaksi yang lambat yang disebabkan karena kelarutan yang sangat rendah dari alkohol di dalam fase TG. Proses ini menggunakan pelarut, tetrahydrofuran, untuk melarutkan methanol. Sebagai hasilnya reaksi berjalan cepat, dengan rentang waktu 5 sampai 10 menit, dan tidak adanya sisa dari katalis di dalam ester atau fase gliserol. Tetrahydrofuran (THF) dipilih karena mempunyai titik didih yang hamper sama dengan methanol. Setelah reaksi selesai, kelebihan dari methanol dan tetrahydrofuran co-solvent direcovery dalam satu tahap. Sistem jenis ini membutuhkan suhu operasi yang rendah yaitu 30° C.

Pelarut adalah bahan yang berbahaya dan merupakan penyebab pencemaran udara, sehingga dibutuhkan peralatan untuk mencegah kebocoran, diseluruh system termasuk di dalam proses recovery dan recycle methanol.

Pelarut harus sudah dipisahkan secara sempurna dari gliserin agar dapat diperoleh biodiesel yang baik.

Keuntungan menggunakan proses ini yaitu :

- Dapat menggunakan feed dengan kandungan asam lemak yang tinggi sekalipun (mencapai 30 %), sehingga dapat digunakan feed yang murah seperti limbah lemak hewan atau minyak masak/minyak sawit yang didaur ulang.
- Yield (perolehan) biodiesel dari lemak/minyak tinggi, mencapai 1:1.

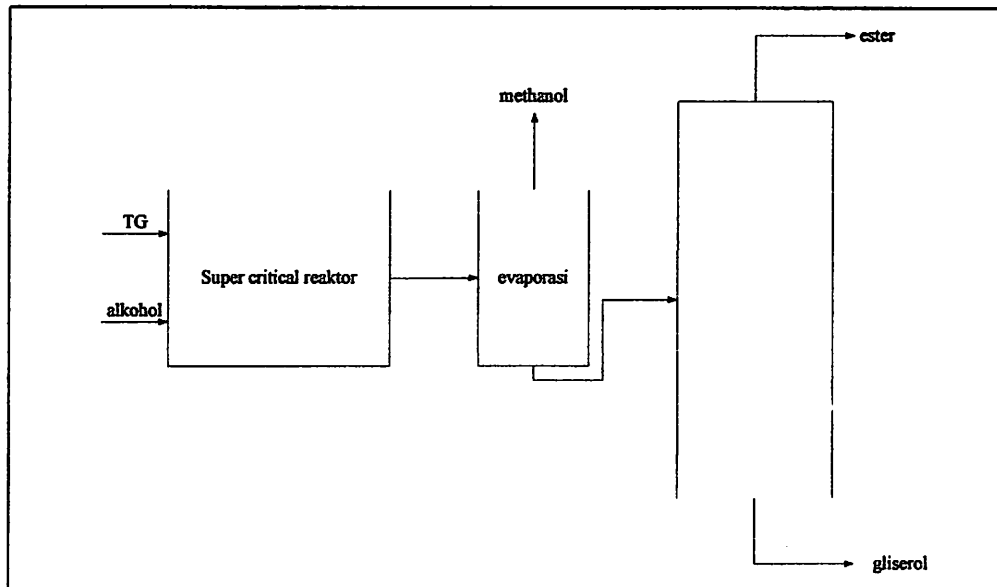


Gambar 2.5. Blok diagram Transesterifikasi Proses Biox (Gerpen,2004)

2. Non-Catalyzed Systems – Supercritical Process

Proses non katalitik ini menggunakan ratio alkohol berbanding dengan minyak yang sangat tinggi yaitu 42:1. Di bawah kondisi super kritikal yaitu antara suhu 350°C sampai dengan 400°C, dengan tekanan 80 atm atau 1200 psi, reaksi akan berjalan secara lengkap hanya dalam waktu 4 menit. Tetapi modal dan ongkos produksi yang diperlukan menjadi sangat mahal, dan konsumsi energinya menjadi semakin tinggi.

Ketika suatu minyak dan methanol direaksikan pada kondisi suhu dan tekanan yang tinggi, maka waktu yang dibutuhkan untuk bereaksi menjadi sangat singkat. Hasilnya reaksi yang dibutuhkan untuk membentuk ester dan gliserol hanya 3 sampai 5 menit. Sehingga reaksinya pasti berjalan sangat cepat sekali dan memuaskan, dimana produk yang dihasilkan juga tidak dapat terdekomposisi.

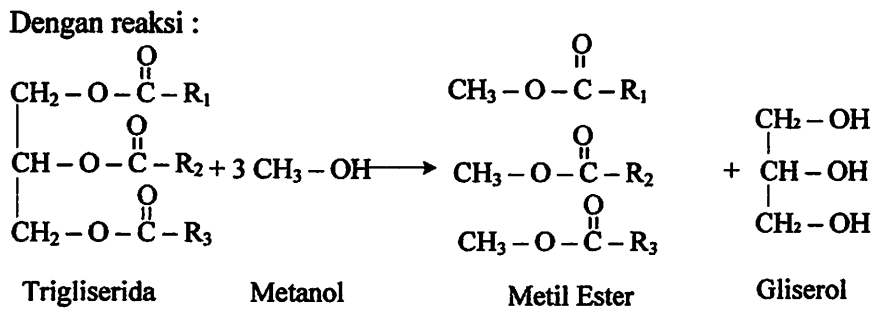


Gambar 2.6. Blok diagram Super Kritisal Proses

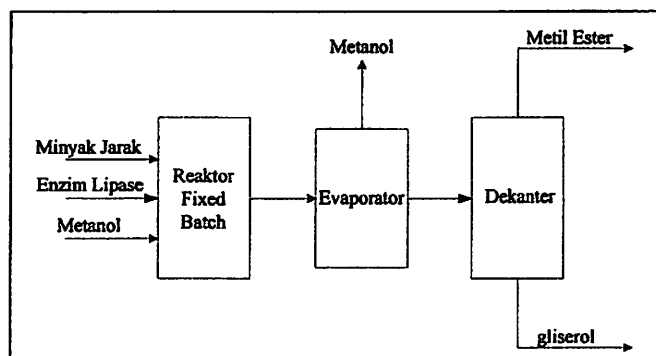
(Gerpen,2004)

2.1.3. Transesterifikasi dengan Enzim

Proses ini adalah transesterifikasi dengan menggunakan enzim Lipase. Proses transesterifikasi ini berjalan lambat pada suhu 35-45 °C dengan waktu 4 sampai 40 jam. Hasil dari transesterifikasi ini sering sekali tidak memenuhi standart sehingga tidak dapat digunakan dalam skala industri.



Minyak nyamplung yang dihasilkan dari proses ekstraksi dimasukkan kedalam reaktor fixed batch bersama-sama dengan metanol dengan kondisi operasi suhu 35-45 °C dan tekanan 1 atm selama 4-40 jam. Setelah itu dimasukkan kedalam evaporator untuk memisahkan metanol dengan produk. Hasilnya dimasukkan kedalam dekanter untuk memisahkan gliserol dengan produk metil ester.



Gambar 2.7. Blok Diagram Transesterifikasi dengan Enzim (Gerpen,2004)

2.2. Pemilihan Proses

Berdasarkan uraian proses diatas maka dapat dilakukan seleksi proses meliputi:

No	Parameter	Jenis proses					
		Proses Batch	Proses Kontinyu	High Free Fatty Acid Systems	Biox Process	Supercritical Process	Transesterifikasi Dengan Enzim
1	Aspek Teknis - Bahan Baku - Alkohol:minyak - Tekanan Reaksi - Suhu Reaksi - Waktu Reaksi - Katalis - Bahan Pembantu - Konversi - Produk Samping	Minyak nyamplung Metanol 4:1 sampai 20:1 1 Atm 65 °C 20 Menit - 1 Jam NaOH / KOH - 85-94% Gliserol	Minyak nyamplung Metanol 4:1 sampai 20:1 ≤ 30Atm 80 - 180 °C ≤ 3 Menit NaOH/ KOH - 98 % Gliserol	Minyak nyamplung Metanol 20:1 sampai 40:1 KOH - 99 % Gliserol	Minyak nyamplung Metanol - 30°C 5-10 menit - Tetrahydrofurin MTBE 99,7% Gliserol	Minyak nyamplung Metanol 42:1 80 Atm 350-400°C 4 Menit - - 99,7% Gliserol	Minyak nyamplung Metanol 1 Atm 35-45 °C 4 - 40 Jam - Enzim Gliserol
2	Aspek Ekonomi - Biaya Operasi - Biaya Investasi	Relatif Murah Relatif Murah	Relatif Murah Relatif Murah	Relatif Mahal Relatif Mahal	Relatif Mahal Relatif Mahal	Relatif Mahal Relatif Mahal	Relatif Mahal Relatif Mahal

2.2. Pemilihan rancangan proses

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan, diperlukan pemilihan proses yang ada, khususnya yang terbaik. Pemilihan proses tersebut dapat dilakukan dengan cara membandingkan proses tersebut.

Hasil pemilihan rancangan proses segala aspek keseluruhan yang lebih menguntungkan. Maka pada proses produksi Biodiesel dipilih proses transesterifikasi dengan katalis sistem kontinu dengan alasan sebagai berikut :

1. Biaya yang relatif rendah.
2. Konversi Tinggi.
3. Waktu operasi yang singkat.
4. Biaya investasi murah.

2.3. Uraian Proses

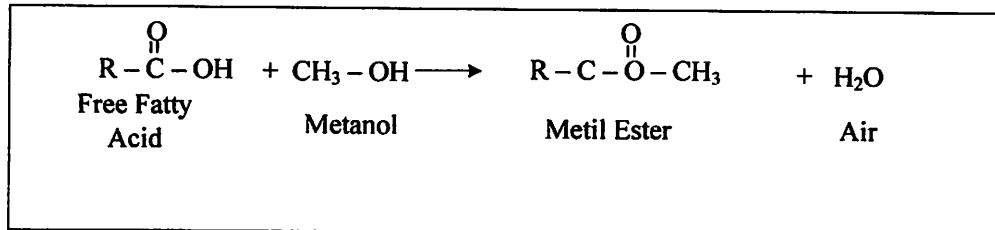
Proses pembuatan Biodiesel dari Biji Nyamplung ini dapat dibagi dalam 4 tahapan proses yaitu :

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

2.3.1. Persiapan Bahan Baku

Biji nyamplung dari storage (F-116) melalui belt conveyor (J-155) dimasukkan dalam srew press (H-117). Minyak yang keluar kemudian dialirkan ke heater (E-112) melalui pompa (L-113) untuk dinaikan suhunya menjadi 60°C, lalu dimasukkan kedalam tangki degumming (M-110) dimana di dalam tangki degumming juga ditambah asam fosfat pekat dari storage asam fosfat (F-111) sebesar 0,05% dari berat minyak yang keluar dari screw press, proses degumming ini berlangsung selama 15 menit. Hasil dari proses degumming dialirkan ke dalam centrifuge I (H-125) untuk memisahkan gum dalam minyak mentah. Gum yang dihasilkan dibuang sebagai limbah, sedangkan minyaknya melalui pompa (L-124) dialirkan menuju reaktor esterifikasi I (R-120) dan kemudian ditambahkan larutan metanol dengan perbandingan antara metanol dengan asam lemak bebas sebesar 2,25:1 dan larutan sulfat dengan perbandingan antara asam sulfat dengan asam lemak bebas sebesar 0,05:1 dari mixer I (M-122), dimana campuran metanol dan asam sulfat ini dipanaskan dahulu sampai 60°C di

Heater (E-121). Proses esterifikasi I dilakukan selama 1 jam pada suhu 60°C dengan tekanan 1 atm dan konversi 80%. Dengan reaksi sebagai berikut:

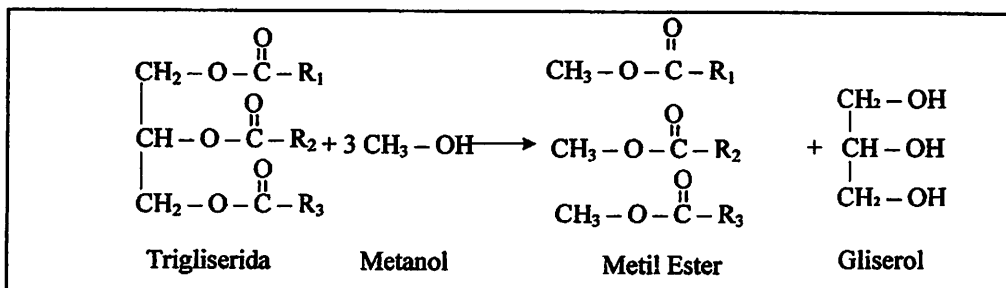


Hasil reaksi esterifikasi I kemudian dialirkan menuju dekanter I (H-133) untuk dipisahkan minyak mentah dengan campuran metanol-asam sulfat. Campuran metanol-asam sulfat ini kemudian dialirkan ke tangki penetralan (R-180) sedangkan minyak dialirkan ke reaktor esterifikasi II (R-130) melalui pompa (L-132) dan kemudian ditambahkan larutan metanol dengan perbandingan antara metanol dengan asam lemak bebas sebesar 2,25:1 dan larutan sulfat dengan perbandingan antara asam sulfat dengan asam lemak bebas sebesar 0,05:1 dari mixer II (M-131), dimana campuran metanol dan asam sulfat ini dipanaskan dahulu sampai 60°C di Heater (E-135). Proses esterifikasi II dilakukan selama 1 jam pada suhu 60°C dengan tekanan 1 atm dan konversi 80%.

Hasil reaksi esterifikasi II kemudian dialirkan menuju dekanter II (H-142) untuk dipisahkan minyak mentah dengan campuran metanol-asam sulfat. Campuran metanol-asam sulfat ini kemudian dialirkan ke tangki penetralan (R-180), sedangkan minyaknya dipompa ke reaktor transesterifikasi (R-140) melalui pompa (L-141).

2.3.2 Tahap Reaksi

Minyak hasil dari dekanter II (H-142) dimasukkan dalam reaktor transesterifikasi (R-140) melalui pompa (L-141) dan ditambahkan dengan campuran metanol dan KOH dari Mixer IV (M-143) menghasilkan metil ester dan gliserol sesuai dengan reaksi :



Gambar 2.10. Reaksi transesterifikasi

Dengan konversi reaksi 96%.

Proses transesterifikasi dilakukan pada reaktor plug flow dengan suhu 60°C dan tekanan 30 psia selama 15 menit dengan perbandingan minyak dan alkohol adalah 1:15.

2.3.3 Tahap Pemisahan dan Permukiman

Hasil dari reaktor transesterifikasi kemudian masuk ke dalam centrifuge II (H-153) untuk memisahkan antara metil ester dari gliserol.

Metil ester dialirkan ke dalam Evaporator I (V-150) untuk memisahkan metanol yang tersisa melalui pompa (L-152), sedangkan gliserol dialirkan ke dalam Evaporator II (V-160) melalui pompa (L-183). Metanol hasil dari Evaporator I (V-150) dan II (V-160) dialirkan ke dalam tanki penetralan (R-180).

Di tanki penetralan larutan metanol-asam sulfat dinetralkan dengan menggunakan Ca(OH)_2 untuk membentuk garam CaSO_4 , yang kemudian dialirkan menuju centrifuge (H-182) untuk memisahkan antara endapan CaSO_4 dan larutan methanol. Larutan methanol kemudian dipompa oleh (L-185A) menuju Destilasi (D-190). Metil ester dari evaporator (V-150) selanjutnya dialirkan ke tanki pencucian (M-170) melalui pompa (L-172C), di dalam tanki pencucian metil ester dicuci secara kering dengan memasukkan metil ester (biodiesel) ke dalam tanki pencuci (M-170) dan ditambahkan magnesol (F-173). Biodiesel tersebut dialirkan kedalam Filter press (H-175) untuk memisahkan zat-zat pengotor seperti sisa metanol, KOH, cake yang terikut.

2.3.4. Tahap Penanganan Produk

Produk utama Biodiesel yang keluar dari Filter Press (H-175) melalui pompa (L-172B) dialirkan ke dalam cooler (E-176) setelah itu ditampung dalam storage Biodiesel (F-177).

Sedangkan produk samping yang didapatkan dari proses utama yaitu gliserol melalui pompa (L-162) dialirkan ke dalam cooler (E-163) kemudian disimpan dalam storage gliserol (F-164). Produk Biodiesel dan gliserol siap untuk dipasarkan. Sedangkan hasil samping seperti cake ditampung di storage cake (F-178), sedangkan garam CaSO_4 hasil dari tanki penetralan ditampung di storage (F-187) dan ampas dapat dijual ke produksi briket.

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 350.000 ton/tahun
= 44191,919 kg/jam

Perhitungan Kebutuhan Bahan Baku

Basis = 115337,2953 kg/jam

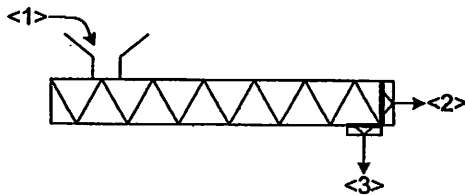
Bahan baku :

- Biji nyamplung = 115337,2953 kg/jam
Biji nyamplung mengandung 45% minyak
- Minyak mentah = berat biji nyamplung × 45%
= 115.337 × 45%
= 51.901,7829 kg/jam
- Ampas = berat biji nyamplung × 55%
= 115337,2953 × 55%
= 31800,79906 kg/jam

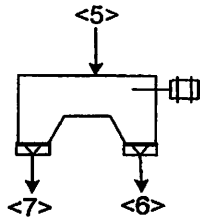
Perbandingan mol minyak dan mol metanol adalah 1 : 15

Kemurnian metanol yang digunakan adalah 99%

1. Press ulir (H-114)

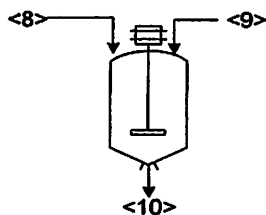


3. Centrifuge I (H-125)



Aliran masuk		Aliran Keluar	
Aliran<5> Dari Mixer I		Aliran<7> ke waste	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Gum	710,4777	Gum	710,4777
FFA	13.623,6413	H3PO4	23,1251
trigliserida	31.800,7991	H2O	119,4182
H3PO4	23,1251	Jumlah	853,0211
H2O	119,4182	Aliran <6> ke reaktor esterifikasi	
		Komponen	Berat (kg/jam)
		trigliserida	31.800,7991
		FFA	13.623,6413
		Jumlah	45.424,4404
Total	46.277,4615	Total	46.277,4615

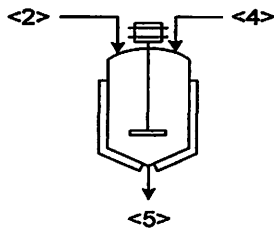
4. Mixer II (Katalis) (M-122)



Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<8> Larutan Methanol		Aliran <10> ke reaktor esterifikasi	
Komponen	berat(kg/jam)	Komponen	berat(kg/jam)
Methanol	30.653,1930	Methanol	30.653,1930
Air	309,6282	Asam sulfat	681,1821
Jumlah	30.962,8212	Air	323,5299
Aliran<9> larutan H2SO4			
Komponen	berat(kg/jam)		
Asam sulfat	681,1821		
Air	13,9017		
Jumlah	695,0837		
Total	31.657,9049	Total	31.657,9049

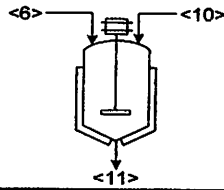
Aliran masuk			Aliran keluar	
Aliran<1> Biji nyamplung			Aliran<2> ke mixer I	
komponen	Berat(kg/jam)		komponen	Berat(kg/jam)
Mir	0	0	Gum	710,4777
Ampas	63.435,5124		FFA	13.623,6413
Air	115,3373		trigliserida	31.800,7991
			Air	115,3373
			jumlah	46.250,2554
			Aliran<3> ke waste	
			komponen	Berat(kg/jam)
			Ampas	63.435,5124
			Minyak	5.766,8648
			jumlah	69.202,3772
Total	115.452,6326		Total	115.452,6326

2. Tanki degumming (M-110)



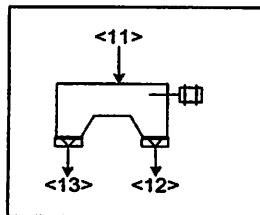
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<2> dari press ulir		aliran<5> ke centrifuge I	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Gum	710,4777	Gum	710,4777
FFA	13.623,6413	FFA	13.623,6413
Air	115,3373	trigliserida	31.800,7991
trigliserida	31.800,7991	H3PO4	23,1251
Jumlah	46.250,2554	H2O	119,4182
Aliran<4> Larutan H3PO4			
Komponen	Berat (kg/jam)		
H3PO4	23,1251		
H2O	4,0809		
Jumlah	27,2060		
Total	46.277,4615	Total	46.277,4615

5. Reaktor esterifikasi I (R-120)



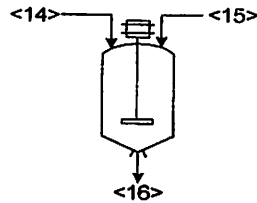
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <6> dari centrifuge I		Aliran <11> ke dekanter I	
komponen	Berat(kg/jam)	komponen	berat(kg/jam)
trigliserida	31.800,7991	Trigliserida	31.800,7991
FFA	13.623,6413	FFA	2.724,7283
Jumlah	45.424,4404	Metil ester	11.446,7068
Aliran <10> dari mixer II		Methanol	29.401,0929
komponen	Berat(kg/jam)	Asam sulfat	681,1821
Methanol	30.653,1930	Air	1.027,8362
Asam sulfat	681,1821		
Air	323,5299		
Jumlah	31.657,9049		
Total	77.082,3453	Total	77.082,3453

6. Dekanter I (H-133)



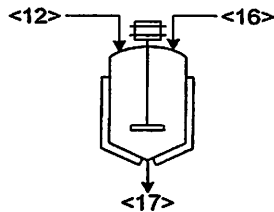
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <11> dari reaktor esterifikasi I		Aliran <12> ke reaktor esterifikasi II	
Komponen	berat(kg/jam)	Komponen	berat(kg/jam)
Trigliserida	31.800,7991	Trigliserida	31.800,7991
FFA	2.724,7283	FFA	2.724,7283
Metil ester	11.446,7068	Metil ester	11.446,7068
Methanol	29.401,0929	jumlah	45.972,2342
Asam sulfat	681,1821	Aliran <13> ke tanki penetralan	
Air	1.027,8362	Komponen	berat(kg/jam)
		Methanol	29.401,0929
		Asam sulfat	681,1821
		Air	1.027,8362
		Jumlah	31.110,1111
Total	77.082,3453	Total	77.082,3453

7. Mixer III katalis (M-131)



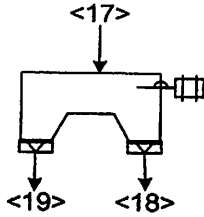
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<14> larutan metanol		Aliran<16> ke reaktor esterifikasi II	
komponen	berat (kg/jam)	komponen	berat (kg/jam)
Methanol	6.130,6386	Methanol	6.130,6386
Air	61,9256	Asam sulfat	136,2364
jumlah	6.192,5642	Air	64,7060
aliran<15> larutan asam sulfat			
komponen	berat (kg/jam)		
Asam sulfat	136,2364		
Air	2,7803		
jumlah	139,0167		
Total	6.331,5810	Total	6.331,5810

8. Reaktor Esterifikasi II (R-130)



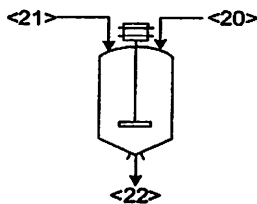
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<12> dari reaktor esterifikasi I		Aliran<17> ke dekanter II	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Trigliserida	31.800,7991	Trigliserida	31.800,7991
FFA	2.724,7283	FFA	544,9457
Metil ester	11.446,7068	Metil Ester	13.736,0482
Jumlah	45.972,2342	Methanol	5.880,2186
Aliran<16> dari mixer III katalis		Asam sulfat	136,2364
komponen	Berat (kg/jam)	Air	205,5672
Methanol	6.130,6386		
Asam sulfat	136,2364		
Air	64,7060		
Jumlah	6.331,5810		
Total	52.303,8152	Total	52.303,8152

9. Dekanter II (H-142)



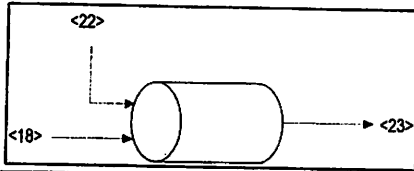
Aliran Masuk		Aliran keluar	
Aliran<17> dari reaktor esterifikasi II		Aliran<18> ke reaktor tranesterifikasi	
Komponen	Berat(kg/jam)	komponen	Berat(kg/jam)
Trigliserida	31.800,7991	Trigliserida	31.800,7991
FFA	544,9457	FFA	544,9457
Metil ester	13.736,0482	Metil Ester	13.736,0482
Methanol	5.880,2186	jumlah	46.081,7929
Asam sulfat	136,2364	Aliran<19>ke tanki penetralan	
Air	205,5672	Komponen	Berat(kg/jam)
		Methanol	5.880,2186
		Asam sulfat	136,2364
		Air	205,5672
		Jumlah	6.222,0222
Total	52.303,8152	Total	52.303,8152

10. Mixer IV katalis (M-143)



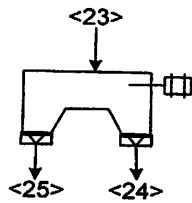
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<21>larutan metanol		Aliran<22> ke reaktor transesterifikasi	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Methanol	17.472,3145	Methanol	17.472,3145
Air	176,4880	KOH	318,0080
Jumlah	17.648,8025	Air	176,4880
Aliran<20> KOH			
Komponen	Berat (kg/jam)		
KOH	318,0080		
Jumlah	318,0080		
Total	17.966,8105	Total	17.966,8105

11. Reaktor transesterifikasi (R-140)



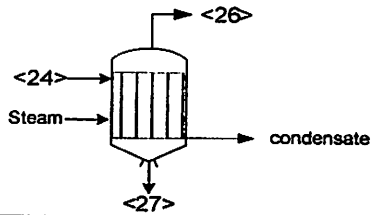
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<18> dari dekanter II		aliran<23>ke sentrifuge II	
komponen	berat (kg/jam)	komponen	berat (kg/jam)
Trigliserida	31.800,7991	Trigliserida	1.272,0320
FFA	544,9457	Metanol	14.117,6301
Metil Ester	13.736,0482	Metil ester	44.404,5938
Jumlah	46.081,7929	FFA	544,9457
Aliran<22> dari mixer IV		KOH	318,0080
komponen	berat (kg/jam)	Air	176,4880
Metanol	17.472,3145	Gliserol	3.214,9059
KOH	318,0080		
Air	176,4880		
jumlah	17.966,8105		
Total	64.048,6035	Total	64.048,6035

12. Sentrifuge II (H153)



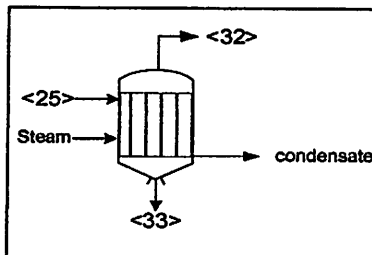
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<23>dari reaktor tranesterifikasi		Aliran<24>ke evaporator I	
Komponen	Berat (kg)	Komponen	Berat (kg)
Trigliserida	1.272,0320	trigliserida	1.272,0320
Metanol	14.117,6301	FFA	544,9457
Metil ester	44.404,5938	Metil ester	43.960,5479
FFA	544,9457	Metanol	5.929,4047
KOH	318,0080	gliserol	73,9428
Air	176,4880	KOH	18,7625
Gliserol	3.214,9059	Air	5,2946
		jumlah	51.804,9301
		Aliran<25>ke evaporator II	
		Komponen	Berat (kg)
		Metil ester	444,0459
		Metanol	8.188,2255
		gliserol	3.140,9630
		KOH	299,2455
		Air	171,1934
		Jumlah	12.243,6733
Total	64.048,6035	Total	64.048,6035

13. Evaporator I (V-150)



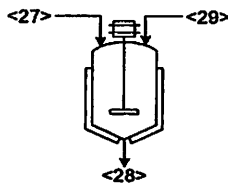
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<24> dari sentrifuge II		aliran<26> ke tanki penetralan	
Komponen	Berat(kg/jam)	Komponen	Berat(kg/jam)
triglserida	1.272,0320	Air	4,9342
FFA	544,9457	Metanol	5.525,7350
Metil ester	43.960,5479	Jumlah	5.530,6692
Metanol	5.929,4047	aliran<27> ke tanki pencucian	
gliserol	73,9428	Komponen	Berat(kg/jam)
KOH	18,7625	triglserida	1.272,0320
Air	5,2946	FFA	544,9457
		Metil ester	43.960,5479
		Metanol	403,6697
		gliserol	73,9428
		KOH	18,7625
		Air	0,3605
		Jumlah	46.274,2609
Total	51.804,9301	Total	51.804,9301

14. Evaporator II (V-160)



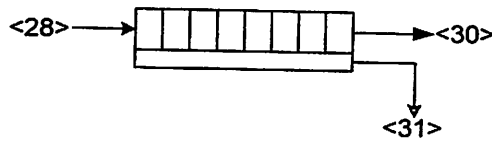
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<25> dari sentrifuge II		aliran<32> ke tanki penetralan	
Komponen	Berat(kg/jam)	Komponen	Berat(kg/jam)
Metil ester	444,0459	Air	159,8028
Metanol	8.188,2255	Metanol	7.643,4112
gliserol	3.140,9630	Jumlah	7.803,2140
KOH	299,2455	aliran<33> ke tanki gliserol	
Air	171,1934	Komponen	Berat(kg/jam)
		Metil ester	444,0459
		Metanol	544,8143
		gliserol	3.140,9630
		KOH	299,2455
		Air	11,3906
		Jumlah	4.440,4594
Total	12.243,6733	Total	12.243,6733

15. Tangki pencucian (M-170)



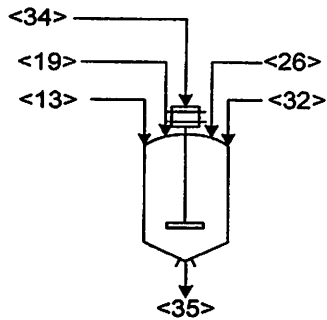
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<27> dari evaporator I		Aliran<28> ke filter press	
Komponen	Berat(kg)	Komponen	Berat(kg)
triglserida	1.272,0320	triglserida	127,2032
FFA	544,9457	FFA	54,4946
Metil ester	43.960,5479	Metil ester	43.960,5479
Metanol	403,6697	Metanol	40,3670
gliserol	73,9428	gliserol	7,3943
KOH	18,7625	KOH	1,8762
Air	0,3605	Air	0,0360
Jumlah	46.274,2609	jumlah	44.191,9192
Aliran<29> magnesol		Komponen yang diadsorbsi	
Komponen	Berat(kg)	Komponen	Berat(kg)
Magnesol	4.627,4261	triglserida	1.144,8288
		FFA	490,4511
		Metanol	363,3027
		gliserol	66,5486
		KOH	16,8862
		Air	0,3244
		Magnesol	4.627,4261
Total	50.901,6870	Total	50.901,6870

16. Filter press (H175)



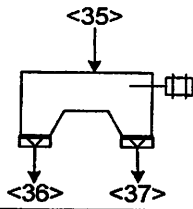
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<28> dari tangki pencuci		Aliran<30> ke storage biodiesel	
Komponen	Berat(kg/jam)	Komponen	Berat(kg/jam)
triglserida	127,2032	triglserida	127,2032
FFA	54,4946	FFA	54,4946
Metil ester	43.960,5479	Metil ester	43.960,5479
Metanol	40,3670	Metanol	40,3670
gliserol	7,3943	gliserol	7,3943
KOH	1,8762	KOH	1,8762
Air	0,0360	Air	0,0360
Jumlah	44.191,9192	jumlah	44.191,9192
Komponen yang diadsorpsi		Aliran<31>ke magnesol cake	
Komponen	Berat(kg/jam)	Komponen	Berat(kg/jam)
triglserida	1.144,8288	triglserida	1.144,8288
FFA	490,4511	FFA	490,4511
Metanol	363,3027	Metanol	363,3027
gliserol	66,5486	gliserol	66,5486
KOH	16,8862	KOH	16,8862
Air	0,3244	Air	0,3244
Jumlah	2.082,3417	Magnesol	4.627,4261
Komponen yang mengadsorpsi		Jumlah	6.709,7678
Komponen	Berat(kg/jam)		
Magnesol	4.627,4261		
Total	50.901,6870	Total	50.901,6870

17. Tanki penetralan (R-180)



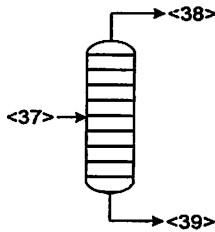
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<13> dari decanter I		Aliran<35> ke centrifuge III	
komponen	berat (kg/jam)	komponen	berat (kg/jam)
Metanol	29.401,0929	CaSO4	1.134,3767
H2SO4	681,1821	Air	1.698,4166
Air	1.027,8362	Metanol	48.450,4576
jumlah	31.110,1111		
Aliran<19> dari decanter II			
komponen	berat (kg/jam)		
Metanol	5.880,2186		
H2SO4	136,2364		
Air	205,5672		
jumlah	6.222,0222		
Aliran<26> dari evaporator I			
komponen	berat (kg/jam)		
Air	4,9342		
Metanol	5.525,7350		
Jumlah	5.530,6692		
Aliran<32> dari evaporator II			
komponen	berat (kg/jam)		
Air	159,8028		
Metanol	7.643,4112		
Jumlah	7.803,2140		
Aliran<34> Ca(OH)2			
komponen	berat (kg/jam)		
Ca(OH)2	617,2344		
Total	51.283,2509	Total	51.283,2509

18. Centrifuge III (H-182)



Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<35> dari tanki penetralan		Aliran<36> ke storage CaSO4	
komponen	berat (kg/jam)	komponen	berat (kg/jam)
CaSO4	1.134,3767	CaSO4	1.134,3767
Air	1.698,4166	Aliran<37> ke destilasi	
Metanol	48.450,4576	Komponen	berat (kg/jam)
		H2O	1.698,4166
		Metanol	48.450,4576
		Jumlah	50.148,8742
Total	51.283,2509	Total	51.283,2509

19. Destilasi (D-190)



Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<37> dari centrifuge 3		Aliran<38> ke storage metanol	
Komponen	Berat(kg)	Komponen	Berat(kg)
Air	1.698,4166	Metanol	36.262,5591
Metanol	48.450,4576	Air	385,6537
		Jumlah	36.648,2128
		Aliran<39> waste	
		Komponen	Berat(kg)
		methanol	12.187,8985
		air	1.312,7629
		jumlah	13.500,6614
Total	50.148,8742	Total	50.148,8742

BAB IV

NERACA PANAS

Pabrik ini didirikan dengan kapasitas = 350000 ton/tahun

Basis perhitungan = 330 hari/tahun

Kapasitas produksi = 350000 ton/tahun

$$= 350000 \text{ ton/tahun} / 330 \text{ hari/tahun}$$

$$= 1060,606 \text{ ton/hari} \cdot 1000 \text{ Kg/ton}$$

$$= 1060606 \text{ kg/hari}$$

$$= 46134,918 \text{ kg/jam}$$

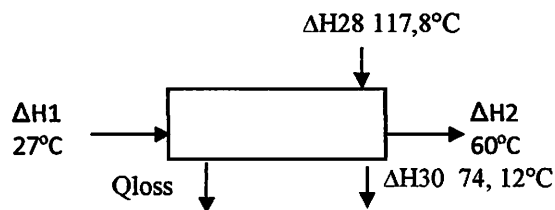
Kandungan minyak dalam biji nyamplung = 40%

Biji nyamplung yang diproses setiap hari = 115337,2953 Kg/jam

Basis perhitungan 1 jam operasi

1 Heater I (E-112)

Pada aliran <2> terdapat beberapa energi panas seperti pada gambar



Heater I digunakan untuk menyesuaikan suhu bahan sebelum masuk mixer I

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H2 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : $\Delta H1$ = Kandungan panas bahan masuk dari screw press

$\Delta H2$ = Kandungan panas bahan keluar heater I

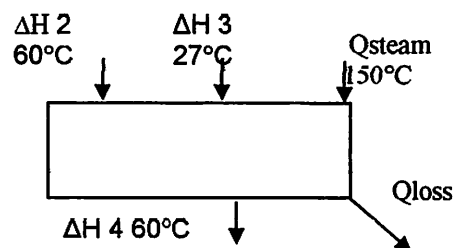
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, Hal. 118, 1996)

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
$\Delta H1$		$\Delta H2$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Gum	568,4	Gum	9946,6878
FFA	13623,6	FFA	238413,72
Trigliserida	31800,799	Trigliserida	556513,98
Air	230,6746	Air	4036,8055
Jumlah	46223,497	Jumlah	808911,2
Steam		Qloss	
Qsteam	803133,3	Qloss	40445,56
Total	849356,8	Total	849356,8

2. Mixing I (M-110)



Mixing I digunakan untuk mengikat getah (gum) dalam minyak dengan asam

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H2 + \Delta H3 + Q_{\text{steam}} = \Delta H4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : $\Delta H2$ = Kandungan panas bahan masuk dari heater I (E-112)

$\Delta H3$ = Kandungan panas larutan H_3PO_4

$\Delta H4$ = Kandungan panas ke centrifuge I

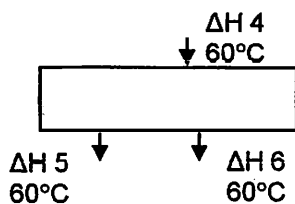
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, Hal. 118, 1996)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$\Delta H 2$		$\Delta H 4$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Gum	9946,6878	Gum	9946,6878
FFA	238413,72	FFA	238413,72
Trigliserida	556513,98	Trigliserida	556513,98
H ₂ O	4036,8055	H ₃ PO ₄	322,945
Jumlah	808911,2	H ₂ O	4179,6979
$\Delta H 3$		Jumlah	809377,04
H ₃ PO ₄	18,454	Qloss	
H ₂ O	8,1422141	Qloss	40446,89
Jumlah	26,596214		
Steam			
Qsteam	40886,1		
Total	849823,9	Total	849823,93

3. Centrifuge I (H-125)



Fungsinya memisahkan gum dari minyak

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H 4 = \Delta H 5 + \Delta H 6$$

Dimana : $\Delta H 4$ = Kandungan panas bahan masuk dari mixer I

$\Delta H 5$ = Kandungan panas ke waste

$\Delta H 6$ = Kandungan panas ke reaktor esterifikasi I

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

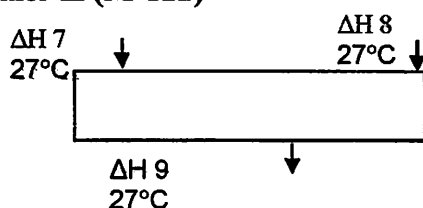
$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, Hal. 118, 1996)

Neraca panas total centrifuge I

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$\Delta H 4$		$\Delta H 5$	
Komponen	Energi (Kkal)	Komponen	Energi (Kkal)
Gum	9946,688	Gum	9946,688
FFA	238413,723	H ₃ PO ₄	322,945
Trigliserida	556513,984	H ₂ O	4179,698
H ₃ PO ₄	322,945	Jumlah	14449,331
H ₂ O	4179,698	$\Delta H 6$	
Jumlah	809377,038	FFA	556513,984
		Trigliserida	238413,723
		Jumlah	794927,707
Total	809377,038	Total	809377,038

4. Mixer II (M-122)



Fungsinya : Mencampurkan metanol dan katalis asam sulfat

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H7 + \Delta H8 = \Delta H9$$

Dimana : $\Delta H7$ = Kandungan panas larutan metanol

$\Delta H8$ = Kandungan panas bahan larutan H_2SO_4

$\Delta H9$ = Kandungan panas bahan ke reaktor esterifikasi I

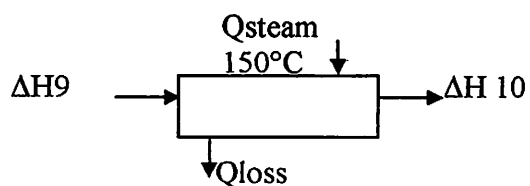
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Neraca panas total Mixer II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen		Komponen	
$\Delta H 7$		$\Delta H 9$	
CH3OH	57014,939	CH3OH	57014,939
H2O	619,318	H2SO4	899,160
Jumlah	57634,257	H2O	647,125
$\Delta H 8$		Jumlah	58561,224
H ₂ SO ₄	899,1603		
H ₂ O	27,8061		
Jumlah	926,9665		
Total	58561,22	Total	58561,22

5. Heater II (E-121)



Aliran <10> di heater II

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H9 + Q_{\text{steam}} = \Delta H10 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : $\Delta H9$ = Kandungan panas bahan masuk Heater II

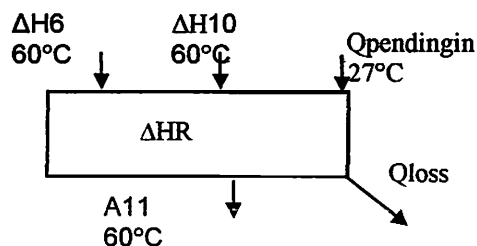
$\Delta H10$ = Kandungan panas bahan keluar heater II

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$\Delta H9$		$\Delta H10$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	57014,93898	CH ₃ OH	997761,43
H ₂ SO ₄	899,160372	H ₂ SO ₄	15806,83
H ₂ O	647,124506	H ₂ O	11324,68
Jumlah	58561,22386	Jumlah	1024892,94
Steam		Qloss	
Qsteam	1017576,36	Qloss	51244,647
Total	1076137,589	Total	1076137,589

6. Reaktor esterifikasi I (R-120)



Fungsinya untuk mengurangi kadar FFA dalam minyak

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_6 + \Delta H_{10} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{11} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_6 = Kandungan panas bahan dari centrifuge I

ΔH_{10} = Kandungan panas bahan dari heater II

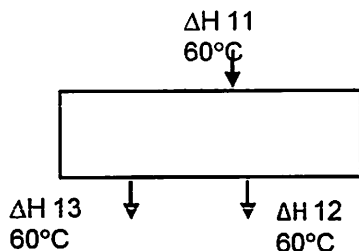
ΔH_{11} = Kandungan panas bahan ke dekanter I

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_6		ΔH_{11}	
Trigliserida	556513,9843	FFA	47682,745
FFA	238413,7228	CH ₃ OH	957005,574
Jumlah	794927,707	Metil ester	200317,369
ΔH_{10}		H ₂ O	35977,864
CH ₃ OH	997761,4322	Trigliserida	556513,9843
H ₂ SO ₄	15735,30651	H ₂ SO ₄	15735,30651
H ₂ O	11324,67885	Jumlah	1813232,843
Jumlah	1024821,418		
ΔHR	332147,3559		
Qpendingin	-247676,18	Qloss	90987,45623
Total	1904220,3	Total	1904220,3

7. Dekanter I (H-133)



Fungsinya untuk memisahkan metil ester-minyak dari metanol dan asam sulfat

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{11} = \Delta H_{13} + \Delta H_{12}$$

Dimana : ΔH_{11} = Kandungan panas bahan dari reaktor esterifikasi I

ΔH_{12} = Kandungan panas bahan ke reaktor esterifikasi II

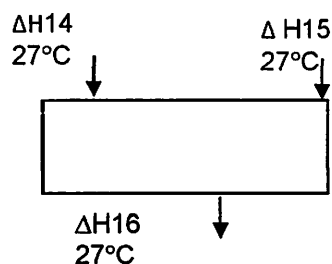
ΔH_{13} = Kandungan panas bahan ke tangki penetralan

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{11}		ΔH_{12}	
FFA	47682,74463	Trigliserida	556513,984
CH ₃ OH	957005,5739	FFA	47682,745
Metil ester	200317,369	Metil ester	200317,369
H ₂ O	35977,86443	Jumlah	804514,098
Trigliserida	556513,9843	ΔH_{13}	
H ₂ SO ₄	15735,30651	CH ₃ OH	957005,5739
Jumlah	1813232,843	H ₂ SO ₄	15735,30651
		H ₂ O	35977,86443
		Jumlah	1008718,745
Total	1813232,84	Total	1813232,84

8. Mixer III katalis (M-131)



Fungsinya : Untuk mencampurkan metanol dan katalis asamsulfat

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{14} = \Delta H_{15} + \Delta H_{16}$$

Dimana : ΔH_{14} = Kandungan panas bahan larutan metanol

ΔH_{15} = Kandungan panas larutan H_2SO_4

ΔH_{16} = Kandungan panas ke heater III

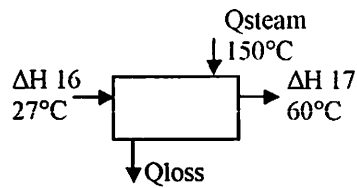
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Neraca panas total Mixer III

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{14}		ΔH_{16}	
CH ₃ OH	11402,9878	CH ₃ OH	11402,988
H ₂ O	123,8637	H ₂ SO ₄	179,8320
Jumlah	11526,8515	H ₂ O	129,4249
ΔH_{15}		Jumlah	11712,245
H ₂ SO ₄	179,8321		
H ₂ O	5,5612		
Jumlah	185,3933		
Total	11712,245	Total	11712,245

9. Heater III (E-135)



Fungsinya untuk menyesuaikan suhu bahan untuk kondisi operasi reaktor

Aliran <16> di heater III

Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{16} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{17} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{16} = Kandungan panas bahan masuk Heater III

ΔH_{17} = Kandungan panas bahan keluar heater III

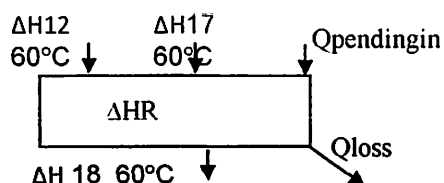
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, hal. 118, 1996})$$

Neraca massa total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{16}		ΔH_{17}	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
CH ₃ OH	11402,9878	CH ₃ OH	199552,2864
H ₂ SO ₄	179,8320	H ₂ SO ₄	3147,0608
H ₂ O	129,4249	H ₂ O	2264,9357
Jumlah	11712,2447	Jumlah	204964,2829
Q _{steam}	203500,25	Q _{loss}	10248,2141
Total	215212,4971	Total	215212,4971

10. Reaktor esterifikasi II (R-130)



Fungsinya untuk mengurangi FFA dalam minyak

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{12} + Q_{\text{pendingin}} + \Delta H_{17} = \Delta H_{18} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{12} = Kandungan panas dari dekanter I

ΔH_{17} = Kandungan panas dari heater III

ΔH_{18} = Kandungan panas ke dekanter II

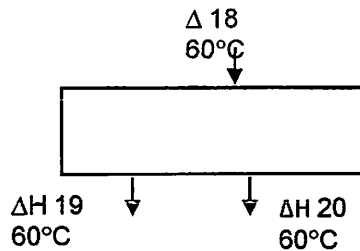
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, hal. 118, 1996)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{12}		ΔH_{18}	
Trigliserida	556513,984	FFA	9536,550
FFA	47682,745	CH ₃ OH	191401,115
Metil Ester	200317,369	Metil Ester	240380,844
Jumlah	804514,098	H ₂ O	7195,571
ΔH_{17}		Trigliserida	556513,984
CH ₃ OH	199552,2864	H ₂ SO ₄	3147,061
H ₂ SO ₄	3147,061	Jumlah	1008175,125
H ₂ O	2264,936		
Jumlah	204964,283		
ΔHR	66429,301		
Qpendingin	-17258,64	Qloss	50473,919
Total	1058649,04	Total	1058649,04

11. Dekanter II (H-142)



Untuk memisahkan metil ester-minyak dari metanol dan asam sulfat

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{18} = \Delta H_{19} + \Delta H_{20}$$

Dimana : ΔH_{18} = Kandungan panas dari reaktor esterifikasi II

ΔH_{19} = Kandungan panas ke tangki penetralan

ΔH_{20} = Kandungan panas ke reaktor transesterifikasi

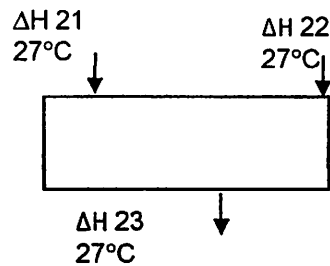
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, hal. 118, 1996)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
ΔH_{18}		ΔH_{20}	
FFA	9536,5498	Trigliserida	556513,984
CH ₃ OH	191401,1154	FFA	9536,550
Metil Ester	240380,8435	Metil Ester	240380,844
H ₂ O	7195,5715	Jumlah	806431,378
Trigliserida	556513,9843	ΔH_{19}	
H ₂ SO ₄	3147,0608	CH ₃ OH	191401,1154
Jumlah	1008175,125	H ₂ SO ₄	3147,0608
		H ₂ O	7195,5715
		Jumlah	201743,7478
Total	1008175,13	Total	1008175,13

12. Mixer IV katalis (M-143)



Fungsinya untuk mencampurkan metanol dan katalis KOH

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{21} + \Delta H_{22} = \Delta H_{23}$$

Dimana : ΔH_{21} = Kandungan panas larutan metanol

ΔH_{22} = Kandungan panas larutan KOH

ΔH_{23} = Kandungan panas ke heater IV

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

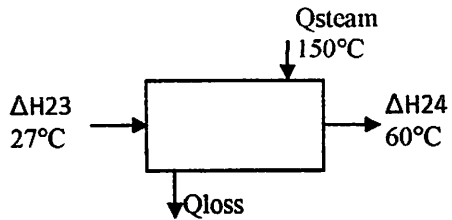
$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, hal. 118, 1996)

Neraca panas total Mixer IV

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
ΔH_{21}		ΔH_{23}	
CH ₃ OH	32498,505	CH ₃ OH	32498,505
H ₂ O	353,0113	H ₂ SO ₄	222,6056
Jumlah	32851,5163	H ₂ O	353,0113
ΔH_{22}		Jumlah	33074,122
KOH	222,6056		
Total	33074,122	Total	33074,122

13. Heater IV (E-147)



Fungsinya untuk menyesuaikan suhu bahan agar memenuhi kondisi operasi reaktor

Aliran <22> di heater IV

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{23} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{24} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{23} = Kandungan panas bahan masuk Heater IV

ΔH_{24} = Kandungan panas bahan keluar heater IV

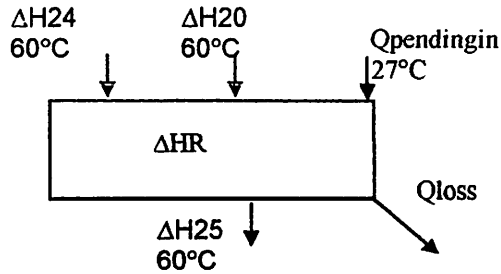
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Neraca panas total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{23}		ΔH_{24}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	32498,505	CH ₃ OH	568723,837
KOH	222,606	KOH	3895,598
H ₂ O	353,011	H ₂ O	6177,699
Jumlah	33074,122	Jumlah	578797,134
Qsteam	574662,87	Qloss	28939,85668
Total	607736,99	Total	607736,99

14. Reaktor transesterifikasi (R-140)



Fungsinya untuk mereaksikan trigliserida menjadi metil ester dengan metanol

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{24} + \Delta H_{20} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{25} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{24} = Kandungan panas bahan dari Heater IV

ΔH_{20} = Kandungan panas bahan dari dekanter III

ΔH_{25} = Kandungan panas bahan ke dekanter IV

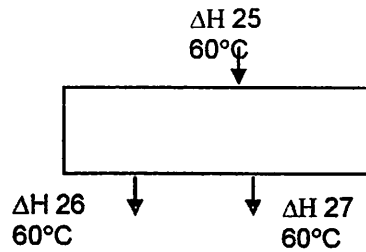
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Neraca panas total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
ΔH_{20}		ΔH_{25}	
Trigliserida	556513,9843	Trigliserida	22260,559
FFA	9536,54975	CH ₃ OH	459528,8604
Metil Ester	240380,8435	Metil ester	777080,392
Jumlah	806431,3775	FFA	9536,549
ΔH_{24}		KOH	3895,5979
CH ₃ OH	568723,8372	H ₂ O	6177,6986
KOH	3895,59789	Gliserol	69763,4574
H ₂ O	6177,698594	Jumlah	1348243,115
Jumlah	578797,1337		
ΔHR	8546801,705		
Qsteam	-8514525,7	Qloss	69261,4256
Total	1417504,54	Total	1417504,54

15. Centrifuge II (H-153)



Fungsinya untuk memisahkan metil ester dan gliserol serta zat pengotornya

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{25} + \Delta H_{26} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{27} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{25} = Kandungan panas bahan dari reaktor esterifikasi

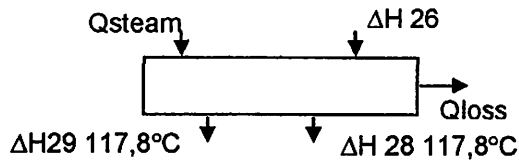
ΔH_{26} = Kandungan panas bahan ke evaporator I

ΔH_{27} = Kandungan panas bahan ke evaporator II

Kandungan panas dihitung dengan persamaan : $\Delta H = m C_p (\Delta T)$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
ΔH_{25}		ΔH_{26}	
Trigliserida	22260,5594	Trigliserida	22260,559
Metanol	459528,8604	FFA	9536,549
Metil ester	777080,392	Metil Ester	769309,59
FFA	9536,5489	Metanol	193002,121
KOH	3895,5979	Gliserol	1604,5595
H ₂ O	6177,6986	KOH	229,8403
Gliserol	69763,4574	H ₂ O	185,3310
Jumlah	1348243,115	Jumlah	996128,5486
		ΔH_{27}	
		Metil Ester	7770,804
		Metanol	266526,739
		Gliserol	68158,898
		KOH	3665,758
		H ₂ O	5992,368
		Jumlah	352114,566
Total	1348243,11	Total	1348243,115

16. Evaporator I (V-150)



Fungsinya untuk memisahkan metanol dan air dari metil ester

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{26} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{28} + \Delta H_{29} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{26} = Kandungan panas bahan dari centrifuge II

ΔH_{28} = Kandungan panas bahan ke cooler I

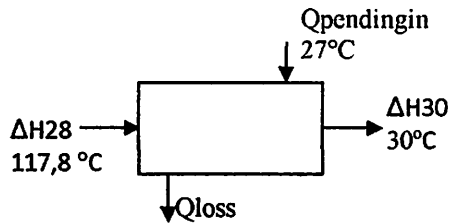
ΔH_{29} = Kandungan panas uap

Kandungan panas dihitung dengan persamaan : $\Delta H = m C_p (\Delta T)$

Heat Balance

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{26}		ΔH_{28}	
Trigliserida	22260,55935	Trigliserida	59052,949
FFA	9536,548928	FFA	25298,616
Metil Ester	769309,5882	Metil Ester	2040829,198
Metanol	193002,1214	Gliserol	4256,585
Gliserol	1604,55952	KOH	609,722
KOH	229,8402747	H ₂ O	33,471
H ₂ O	185,3309592	Metanol	34856,408
Jumlah	996128,5486	Jumlah	2164936,948
Qsteam	4820057,3	ΔH_{29}	3477379,905
		Qloss	173868,995
Total	5816185,85	Total	5816185,85

17. Cooler I (E-171)



Neraca panas total

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{28} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{30} + Q_{\text{loss}}$$

ΔH_{28} = Kandungan panas bahan masuk cooler I

ΔH_{30} = Kandungan panas bahan keluar cooler II

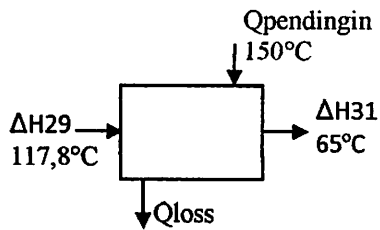
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{32}		ΔH_{33}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Trigliserida	4634,0313	Trigliserida	3180,0799
FFA	1985,2451	FFA	1362,3641
Metil Ester	160148,9267	Metil Ester	109901,3697
Gliserol	334,0248	Metanol	1877,0640
KOH	47,8464	Gliserol	184,8571
H ₂ O	2,6266	KOH	32,8343
Metanol	2735,2687	H ₂ O	1,8025
Jumlah	169887,9695	Jumlah	116540,3716
Qpendingin	-44174	Qloss	9173,950352
Total	125714,32	Total	125714,32

18. Kondensor I (E-151)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{29} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{31} + Q_{\text{loss}}$$

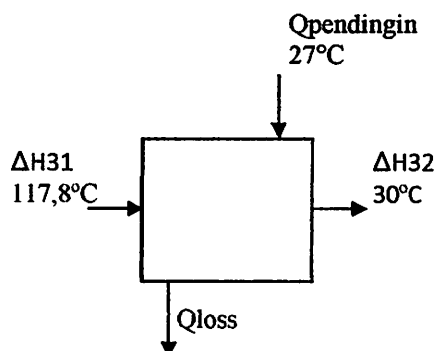
ΔH_{29} = Kandungan panas bahan masuk kondensor

ΔH_{31} = Kandungan panas bahan keluar kondensor

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{29}		ΔH_{34}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{28}	3.477.380	CH_3OH	477.141
		H_2O	458
		Jumlah	477.599
$Q_{\text{pendingin}}$	-2.825.912	Q_{loss}	173.869
Total	651.468	Total	651.468

19. Cooler II (E-154)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{31} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{32} + Q_{\text{loss}}$$

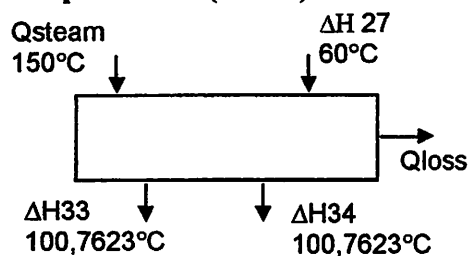
ΔH_{31} = Kandungan panas bahan masuk cooler III

ΔH_{32} = Kandungan panas bahan keluar cooler III

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{34}		ΔH_{35}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	477.140,8	CH ₃ OH	25.694,7
H ₂ O	458,2	H ₂ O	24,7
Jumlah	477.599,0	Jumlah	25.719,3
Qpendingin	-427.999,7	Qloss	23.879,9
Total	49.599,3	Total	49.599,3

20. Evaporator II (V-160)



Fungsinya untuk memisahkan metanol dari metil ester

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{27} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{33} + \Delta H_{34} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{27} = Kandungan panas bahan dari centrifuge II

ΔH_{33} = Kandungan panas bahan ke cooler III

ΔH_{34} = Kandungan panas uap

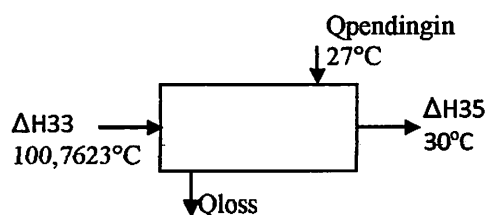
Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Heat Balance

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{27}		ΔH_{36}	
Metil Ester	7770,8039	Metil Ester	16820,970
Metanol	266526,7390	Metanol	38387,036
Gliserol	68158,8978	Gliserol	147539,272
KOH	3665,7576	KOH	7935,035
Air	5992,3676	Air	863,062
Jumlah	352114,5660	Jumlah	211545,374
Qsteam	4898929,3	ΔH_{34}	4799522,383
		Qloss	239976,1192
Total	5251043,88	Total	5251043,88

21. Cooler III (E-163)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{33} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{35} + Q_{\text{loss}}$$

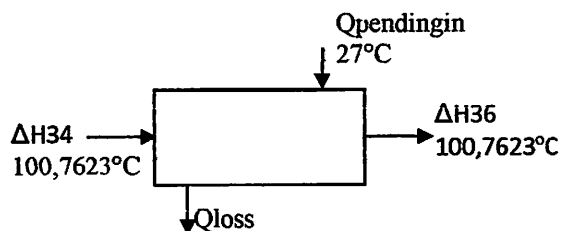
ΔH_{33} = Kandungan panas bahan masuk cooler I

ΔH_{35} = Kandungan panas bahan keluar cooler II

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$\Delta H 36$		$\Delta H 38$	
Komponen	Energi (Kkal)	Komponen	Energi (Kcal)
Metil Ester	16821,0	Metil Ester	1110,11
Metanol	38387,036	Metanol	2533,387
Gliserol	147539,2719	Gliserol	7852,408
KOH	7935,034545	KOH	523,680
Air	863,0624756	Air	56,96
Jumlah	211545,37	Jumlah	12076,55
Qpendingin	-188892	Qloss	10577,2687
Total	22653,8	Total	22653,8

22. Kondensor II (E-161)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H34 + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H36 + Q_{\text{loss}}$$

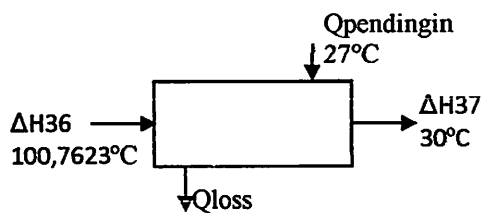
$\Delta H34$ = Kandungan panas bahan masuk kondensor

$\Delta H36$ = Kandungan panas bahan keluar kondensor

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{37}		ΔH_{39}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{21}	4.799.522	CH_3OH	538.547
		H_2O	12.108
		Jumlah	550.655
$Q_{\text{pendingin}}$	-4.008.891	Q_{loss}	239.976
Total	790.631	Total	790.631

23. Cooler IV (E-165)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{36} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{37} + Q_{\text{loss}}$$

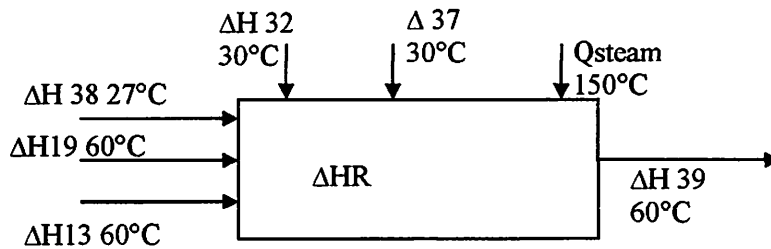
ΔH_{36} = Kandungan panas bahan masuk cooler V

ΔH_{37} = Kandungan panas bahan keluar cooler V

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{39}		ΔH_{40}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	538.547	CH ₃ OH	35.542
H ₂ O	12.108	H ₂ O	799
Jumlah	550.655	Jumlah	36.341
Qpendingin	-486.781	Qloss	27.533
Total	63.874	Total	63.874

24. Tangki Penetralan (R-180)



Fungsinya untuk menetralkan asam sulfat

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{32} + H_{37} + H_{38} + H_{19} + H_{13} + Q_{pendingin} = \Delta H_{39} + Q_{loss}$$

ΔH_{13} = Kandungan panas dari dekanter I

ΔH_{19} = Kandungan panas dari dekanter II

ΔH_{32} = Kandungan panas dari cooler II

ΔH_{37} = Kandungan panas dari cooler IV

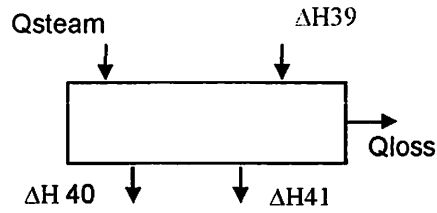
ΔH_{38} = Kandungan panas Ca(OH)₂

ΔH_{39} = Kandungan panas ke destilasi

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{13}		ΔH_{42}	
CH ₃ OH	957.005,6	CaSO ₄	27.792,2
H ₂ SO ₄	15.735,3	H ₂ O	59.444,6
H ₂ O	35.977,9	Metanol	1.577.062,4
Jumlah	1008718,745	Jumlah	1.664.299,2
ΔH_{19}			
CH ₃ OH	191401,1154		
H ₂ SO ₄	3147,06084		
H ₂ O	7195,571485		
Jumlah	201743,7478		
ΔH_{35}			
CH ₃ OH	25.694,67		
H ₂ O	24,67		
Jumlah	25.719,34		
ΔH_{40}			
CH ₃ OH	35.541,862		
H ₂ O	799,094		
Jumlah	36.340,956		
ΔH_{41}			
CaOH	987,57504		
Jumlah	987,57504		
DH Reaksi	-2381666,886		
Qsteam	2.836.131,2	Qloss	63.675,5
Total	1.727.974,7	Total	1.727.974,7

25. Destilasi (D-190)



Fungsinya untuk merecycle metanol

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{39} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{40} + \Delta H_{41} + Q_{\text{loss}}$$

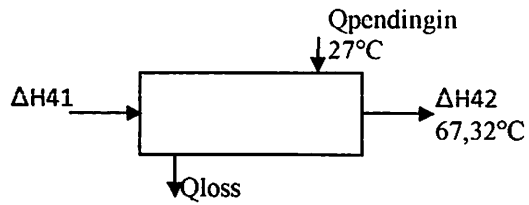
ΔH_{39} = Kandungan panas dari tangki penetralan (ΔH_{39})

ΔH_{19} = Kandungan panas ke kondensor (ΔH_{41})

Heat Balance

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <42>		Aliran <43>	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Air	59444,58065	Metanol	12359415,9
Metanol	1577062,397	Air	30669,9282
Jumlah	1636506,977	Jumlah	12390085,82
		Aliran <44>	
		Air	109191,9763
		Metanol	40283,58064
Jumlah	149475,5569		
Qsteam	10984880	Qloss	81825,34886
Total	12621386,73	Total	12621386,73

26. Kondensor III (E-192)



Neraca panas total

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H41 + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H42 + Q_{\text{loss}}$$

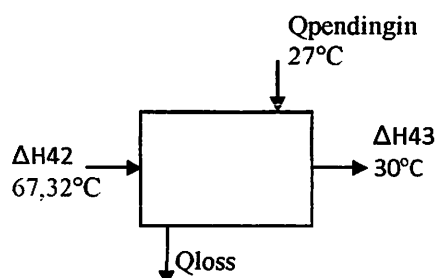
$\Delta H41$ = Kandungan panas bahan masuk kondensor

$\Delta H42$ = Kandungan panas bahan keluar kondensor

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$\Delta H43$		$\Delta H45$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	12359415,9	CH ₃ OH	1887725,3
H ₂ O	30669,9282	H ₂ O	20505,08
Jumlah	12390085,82	Jumlah	1908230,399
Qpendingin	-9862351	Qloss	619504,2912
Total	2527734,7	Total	2527734,7

27. Cooler V (E-191)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{42} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{43} + Q_{\text{loss}}$$

ΔH_{42} = Kandungan panas bahan masuk cooler III

ΔH_{43} = Kandungan panas bahan keluar cooler III

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{46}		ΔH_{47}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	786697,2	CH ₃ OH	223041,68
H ₂ O	8545,4	H ₂ O	2422,751
Jumlah	795242,5	Jumlah	225464,43
Q _{pendingin}	-530016	Q _{loss}	39762,12595
Total	265227	Total	265227

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi alat

1. Tanki Degumming (M-110)

- Fungsi** : Mengikat getah (gum) dari minyak mentah dengan bahan pembantu asam (proses degumming)
- Tipe** : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Tipe Pengelasan : Single Welding Butt Joint without
Backing up Strip

Volume tangki (V_T)	:	1105,4215	ft ³
Diameter tangki (D_T)	:	113,6250	ft
Diameter Luar (D_o)	:	114	in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	13,7735	ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,0926	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	1,6002	ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	2,7333	ft
Diameter pipa (d_1)	:	0,0892	m
Tinggi tangki (H)	:	18,1070	ft
Jumlah	:	1	buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (Da)	:	3,7875	ft
Lebar (W)	:	0,7575	ft
Panjang (L)	:	0,2886	ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	:	3,1559	m
Lebar Baffle (J)	:	0,7891	ft
Jenis Pengaduk	:	Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle	
Jumlah pengaduk	:	1	buah
Daya Pengaduk	:	54	hp

Dimensi jaket :

Diameter dalam (d_i)	:	166,7500	in
Diameter luar (d_o)	:	168,0000	in
Tebal jaket (t_j)	:	0,6250	in
Tebal tutup bawah (t_{hb_j})	:	0,6250	in
Tinggi tutup bawah (hb_j)	:	49,6352	in

2. Storage Asam Fosfat (F-111)

Fungsi : Menyimpan sementara asam fosfat (H_3PO_4) sebagai bahan pembantu proses degumming.

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal atas standart d ished dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120o

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Tipe Pengelasan : Single Welding Butt Joint without Backing up Strip

Volume tangki (V_T) : 119,0670 ft³

Diameter tangki (D_T) : 53,6250 in

Diameter Luar (D_o)	:	54	in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	2,0371	m
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,1074	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	0,7552	ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	0,3932	ft
Diameter pipa (d_1)	:	0,0425	in
Jumlah	:	1	buah

3. Heat Exchanger (E - 112)

Fungsi : Memanaskan minyak sebelum masuk ke reaktor esterifikasi.

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 46277,46145 Kg/jam

Rate Steam : 46274,261 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 23 in = 0,5906 m

Jarak antar baffle = 13 in = 0,3251 m

Bagian Tube

Jumlah Tube = 136 buah

Diameter luar (d_o) = 21,25 in = 0,5398 m

Diameter dalam (d_i) = 1,08 in = 0,0274 m

Diameter ekivalen (d_e) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

4. Centrifugal Pump (L - 113)

Fungsi : Mengalirkan minyak mentah dari screw press menuju Mixer I.

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 0,56
 Daya pompa : 4 hp
 Diameter dalam pipa : 0,1023 m
 Diameter luar pipa : 0,1143 m
 Kapasitas pompa : 219,923 gpm
 Bahan konstruksi : Carbon Steel
 Jumlah : 1 buah

5. Centrifugal Pump (L - 114)

Fungsi : Mengalirkan asam fosfat dari storage ke tanki degumming

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 0,38
 Daya pompa : 0,5 HP
 Diameter dalam pipa : 0,0092 m
 Diameter luar pipa : 0,0137 m
 Kapasitas pompa : 4,4694 gpm
 Bahan konstruksi : :

Jumlah : : 95 gpm

6. Belt Conveyor (J - 115)

- Kapasitas : 32 ton/jam
- Panjang Belt : 15,2 m
- Kecepatan Belt : 61 m/menit
- Daya motor : 1,2 hp
- Lebar : 35 cm = 0,35 m
- Belt plies : 3-5
- Luas Area : 0,11 ft²
- Suhu Operasi : 27 °C
- Tekanan : 1 atm

7. Storage Biji Nyamplung (F-116)

- Tipe : Gudang
- Fungsi : Menyimpan biji jarak jarak pagar
- Volume (V_G) : Daya motor m³
- Ukuran : Panjang : 18 m
 Lebar : 9 m
 Tinggi : 6 m
- Bahan Konstruksi : Beton bertulang
- Jumlah gudang : 1 buah

8. Screw Press (H - 117)

- Fungsi : Mengambil kandungan minyak mentah dari dalam biji jarak pagar.
- Tipe : Twin Screw Extruder
- Kecepatan putar : 500 r/menit
- Kapasitas maksimum : 180,000 kg/jam

waktu tinggal : 2 menit
 Ukuran penghancur : 15-300 mm
 Daya Pengerak : 50 hp

9. Reaktor Esterifikasi I (R - 120)

Oleh : Aryo Bhaskoro (06.14.024)

10. Heat Exchanger (E - 121)

Fungsi : Memanaskan larutan metanol dan asam sulfat sebelum masuk ke reaktor esterifikasi I.

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 6x 60 " IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 31657,9049 Kg/jam

Rate Steam : 48450,455 Kg/jam

Jumlah hair pin : 3 buah

Diameter luar pipa : 1,66 in = 0,0422 m

Diameter dalam pipa : 6,065 in = 0,1541 m

Panjang : 15 ft = 4,5721 m

Jumlah : 1 buah

11. Mixer II (M - 122)

Fungsi : Mencampurkan asam sulfat dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120o

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Tipe Pengelasan : Single Welding Butt Joint without

backing up Strip

Volume tangki (VT)	:	1722,6 ft ³
Diameter tangki (DT)	:	131,63 in
Diameter Luar (Do)	:	132 in
Tebal Silinder (ts)	:	0,1875 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	16 ft
Tebal Tutup Atas (tha)	:	0,0979 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	:	1,8537 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	3,1663 ft
Tinggi tangki (H)	:	21,0200 ft
Diameter pipa (d1)	:	2,6748 in
Jumlah	:	1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (Da)	:	4,3875 ft
Lebar (W)	:	0,8775 ft
Panjang (L)	:	1,0969 ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	:	3,6559 ft
Lebar Baffle (J)	:	0,9141 ft
Jenis Pengaduk	:	Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk	:	19 hp

12. Storage Asam Sulfat (F - 123)

Fungsi	:	Menyimpan sementara asam sulfat (H ₂ SO ₄) sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal atas standart dished

dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120o

Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
Volume tangki (VT)	:	3382,0157 ft ³
Diameter tangki (DT)	:	155,63 in
Tinggi Tangki (H)	:	28,904 ft
Diameter Luar (Do)	:	156 in
Tebal Silinder (ts)	:	0,1875 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	22,969 ft
Tebal Tutup Atas (tha)	:	0,187 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	:	2,1917 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	3,7436 ft
Diameter pipa (d1)	:	0,308 in
Jumlah	:	1 buah

13. Centrifugal Pump (L - 124)

Fungsi : Mengalirkan minyak dari Centrifuge I ke reaktor Esterifikasi I.

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe	:	Centrifugal Pump
Jumlah stage	:	Single stage
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	1
Daya pompa	:	4
Diameter dalam pipa	:	0,0901 m
Diameter luar pipa	:	0,1016 m

Kapasitas pompa : 214,14208 gpm
 Bahan konstruksi : Carbon Steel
 Jumlah : 1 buah

14. Centrifuge I (H - 125)

Fungsi : Memisahkan campuran minyak dan gum dari Mixer I
 dimana larutan minyak mengandung trigliserida, FFA,
 Tipe : Cylindrical-conical solid-bowl centrifuge
 Diameter gasket : 30 in
 Kecepatan putar : 1200 rpm
 Daya motor : 0,5 hp
 Jumlah : 1 buah

15. Centrifugal Pump (L - 126)

Fungsi : Mengalirkan asam sulfat dari storagemenuju Mixer II
 0 Mixer III

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 0,22
 Daya pompa : 2 hp
 Diameter dalam pipa : 0,0092 m
 Diameter luar pipa : 0,0137 m
 Kapasitas pompa : 2,0172 gpm
 Bahan konstruksi : Carbon Steel
 Jumlah : 1 buah

16. Reaktor Esterifikasi II (R - 130)

Fungsi	:	Mengurangi Free Fatty Acid (FFA) dalam minyak membentuk metil ester.
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120o
Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
Tipe Pengelasan	:	Single Welding Butt Joint without 0 Backing up Strip
Volume tangki (VT)	:	2553,7961 ft ³
Diameter tangki (DT)	:	203,63 in
Diameter Luar (Do)	:	204 in
Tebal Silinder (ts)	:	0,1875 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	7,8347 ft
Tebal Tutup Atas (tha)	:	0,1322 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	:	2,8677 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	4,8983 ft
Diameter pipa (d1)	:	0,9441 in
Tinggi tangki (H)	:	15,6008 ft
Jumlah	:	1 buah
Dimensi Pengaduk :		
Diameter (Da)	:	6,7875 ft
Lebar (W)	:	1,3575 ft
Panjang (L)	:	1,6969 ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	:	5,6557 ft
Lebar Baffle (J)	:	1,4141 ft

Jenis Pengaduk : Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle
 Jumlah pengaduk : 1 buah
 Daya Pengaduk : 80 hp

Dimensi jaket :

Diameter dalam (dij) : 202 in
 Diameter luar (doj) : 204 in
 Tebal jaket (tj) : 1 in
 Tebal tutup bawah (thbj) : 0,1875 in
 Tinggi tutup bawah (hbj) : 59,811 in

17. Mixer III (M - 131)

Fungsi : Mencampurkan asam sulfat dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120o

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
 Tipe Pengelasan : Single Welding Butt Joint without backing up Strip
 Volume tangki (VT) : 344,51959 ft³
 Diameter tangki (DT) : 77,625 in
 Diameter Luar (Do) : 78 in
 Tebal Silinder (ts) : 0,1875 in
 Tinggi Silinder (Ls) : 9,1679 ft
 Tebal Tutup Atas (tha) : 0,0747 in
 Tinggi Tutup Atas (ha) : 1,0932 ft
 Tebal Tutup Bawah (thb) : 0,1875 in

Tinggi Tutup Bawah (hb) : 1,8673 ft
 Diameter pipa (d1) : 1,1962 in
 Tinggi tangki : 12,128391 m
 Jumlah : 1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (Da) : 2,5875 ft
 Lebar (W) : 0,5175 ft
 Panjang (L) : 0,6469 ft
 Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C) : 2,156 ft
 Lebar Baffle (J) : 0,5391 ft
 Jenis Pengaduk : Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle
 Jumlah pengaduk : 1 buah
 Daya Pengaduk : 3 hp

18. Centrifugal Pump (L - 132)

Fungsi : Mengalirkan minyak,FFA sisa dan metil ester dari
 decanter I ke reaktor esterifikasi II

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 1
 Daya pompa : 4 hp
 Diameter Dalam pipa : 0,1023 m
 Diameter Luar pipa : 0,1143 m
 Kapasitas pompa : 921,3852 gpm
 Bahan konstruksi : Carbon Steel
 Jumlah : 1 buah

19. Dekanter I (H-133)

Fungsi : Memisahkan campuran minyak dan metil ester yang keluar dari

:

Type : Hydrocyclone-centrifuge

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 135 grade B

Tipe Pengelasan : double welded butt joint , E

Volume tangki (VT) : 650,4054 ft³

Diameter tangki (DT) : 77,625 in

Diameter Luar (Do) : 78 in

Tebal Silinder (ts) : 0,1808 in

Tinggi Silinder (Ls) : 232,88 in

Tebal Tutup Atas (tha) : 0,1752 in

Tinggi Tutup Atas (ha) : 13,119 in

Tebal Tutup Bawah (thb) : 0,1752 in

Tinggi Tutup Bawah (hb) : 13,119 in

Tinggi tangki : 13,118625 in

Jumlah : 1 buah

20. Centrifugal Pump (L - 134)

Fungsi : Mengalirkan metanol dari storagemenuju Mixer II dan Mixer III

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah stage : Single stage

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 0,30

Daya pompa : 2 hp
 Diameter dalam pipa : 0,1023 m
 Diameter luar pipa : 0,1143 m
 Kapasitas pompa : 35,121218 gpm
 Bahan konstruksi : Carbon Steel
 Jumlah : 1 buah

21. Heat Exchanger 4(E - 135) ga isa

Fungsi : Memanaskan larutan metano dan asam sulfat sebelum masuk ke reaktor esterifikasi II
 Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 2 1/2 x 1 1/4 " IPS SCH 40
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B
 Kapasitas : 6331,58099 Kg/jam
 Rate Steam : 46274,261 Kg/jam
 Jumlah hair pin : 7 buah
 Diameter luar pipa : 1,66 in = 0,0422 m
 Diameter dalam pipa : 1,38 in = 0,0351 m
 Panjang : 20 ft = 6,0961 m
 Jumlah : 1 buah

22. Reaktor Transesterifikasi (R-140)

Oleh Kukuh Andi Wijayanto

23. Centrifugal Pump (L - 141)

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari dekanter II ke reaktor tranesterifikasi
 Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi	:	1
Daya pompa	:	4 hp
Diameter Dalam pipa	:	0,1023 m
Diameter Luar pipa	:	0,1143 m
Kapasitas pompa	:	921,3852 gpm
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel
Jumlah	:	1 buah

24. Dekanter II (H-142)

Fungsi : memisahkan minyak dan metil ester yang keluar dari reaktor :

Type	:	Hydrocyclone-centrifuge
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 135 grade B
Tipe Pengelasan	:	double welded butt joint , E
Volume tangki (VT)	:	970434,88 ft ³
Diameter tangki (DT)	:	72,719 in
Diameter Luar (Do)	:	78 in
Tebal Silinder (ts)	:	0,1781 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	218,16 in
Tebal Tutup Atas (tha)	:	0,1751 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	:	13,119 in
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	0,1751077 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	13,118625 in
Tinggi tangki	:	244,3939 in
Jumlah	:	1 buah

25. Mixer IV(M - 143)

Fungsi : Mencampurkan KOH dan metanol sebagai bahan

pembantu (katalis) dalam proses Transesterifikasi

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standart dished

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Tipe Pengelasan : Single welded butt joint without
0 backing up strip

Volume tangki (VT) : 977,98543 ft³

Diameter tangki (DT) : 113,63 in

Diameter Luar (Do) : 114 in

Tebal Silinder (ts) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (Ls) : 14,203 ft

Tebal Tutup Atas (tha) : 0,0877 in

Tinggi Tutup Atas (ha) : 1,6002 ft

Tebal Tutup Bawah (thb) : 0,1875 in

Tinggi Tutup Bawah (hb) : 1,6002 ft

Diameter pipa (d1) : 2,0153 in

Tinggi tangki (H) : 17,403563 ft

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (Da) : 3,7875 ft

Lebar (W) : 0,7575 ft

Panjang (L) : 0,9469 ft

Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C) : 3,1559 ft

Lebar Baffle (J) : 0,7891 ft

Jenis Pengaduk : Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle

Jumlah pengaduk : 1 buah

Daya Pengaduk : 16 hp

26. Storage KOH (F - 144)

Tipe : Gudang

Fungsi : Menyimpan KOH sebagai bahan tambahan (katalis) untuk
untuk proses Tranesterifikasi I dan II

Volume (V_G) : Panjang (L) m^3

Ukuran : Panjang : 7 m

Lebar : 5 m

Tinggi : 2 m

Bahan Konstruksi : Semen

Jumlah gudang : 1 buah

27. Bin KOH (F - 145)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan sementara KOH selama
0 8 jam

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas
(terbuka) dan tutup bawah berbentuk conical dished
dengan sudut puncak 120o

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Tipe Pengelasan : Double Welding Butt Joint

Volume tangki (VT) : 1,7169 ft^3

Diameter tangki (DT) : 39,625 in

Diameter Luar (Do) : 40 in

Tebal Silinder (ts) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (Ls) : 6,6042 ft

Tebal Tutup Bawah (thb) : 0,1875 in

Tinggi Tutup Bawah (hb) : 0,9532 m

Tinggi tangki (H) : 7,7449 ft
 Jumlah : 1 buah

28. Belt Conveyor (J - 146)

Fungsi : Mengangkut biji jarak pagar dari *storage* penyimpanan ke *filter press*
 Tipe : *Throughed Belt on 20° Idles*
 Kapasitas : 32 ton/jam
 Panjang Belt : 15,2 m
 Kecepatan *Belt* : 0,030 m/menit
 Daya Motor : 0,5 hp
 Lebar : 0,35 m
 Luas Area : 0,11 ft²

29. Heat Exchanger (E - 147) ga isa

Fungsi : Memanaskan larutan metanol dan KOH sebelum masuk ke reaktor transesterifikasi I dan II
 Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 6 x 1 0 " IPS SCH 40
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B
 Kapasitas : 17966,8105 Kg/jam
 Rate Steam : 45870,591 Kg/jam
 Jumlah hair pin : 7 buah
 Diameter luar pipa : 1,66 in = 0,0422 m
 Diameter dalam pipa : 6,065 in = 0,1541 m
 Panjang : 15 ft = 4,5721 m
 Jumlah : 1 buah

30. Evaporator I V-150

Fungsi : Memekatkan larutan metil ester dan memisahkan metanol

Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut puncak 120°
Bahan Konstruksi	: High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
Tipe Pengelasan	: Single Welding Butt Joint without backing up Strip
Volume tangki (VT)	: 2662 ft ³
Diameter tangki (DT)	: 155,63 in
Diameter Luar (Do)	: 156 in
Tebal Silinder (ts)	: 0,1875 in
Tinggi Silinder (Ls)	: 17,515 ft
Tebal Tutup Atas (tha)	: 0,1138 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	: 2,1917 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	: 0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	: 3,7436 ft
Tinggi tangki (H)	: 23,4505 ft

31. Kondensor (E - 151)

Fungsi	: Mengkondensasi metanol recycle dari evaporator I.
Tipe	: Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3" IPS SCH 40
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Kapasitas	: 5530,6692 Kg/jam
Rate air	: 39106,0939 Kg/jam
Jumlah hair pin	: 6 buah
Diameter luar pipa	: 3,5 in = 0,0889 m

Diameter dalam pipa : 3,068 in = 0,0779 m
 Panjang : 12 ft = 4 0 m
 Jumlah : 6 buah

32. *Centrifugal Pump (L - 152)*

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari
 Centrifuge II ke evaporator I

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Efisiensi : 0,58
 Daya pompa : 4 hp
 Diameter Dalam pipa : 0,1023 m
 Diameter Luar pipa : 0,1023 m
 Kapasitas pompa : 0,1143002 gpm
 Bahan konstruksi : Carbon steel
 Jumlah : 1 buah

33. *Centrifuge III (H - 153)*

Fungsi : Mengalirkan larutan gliserol dari evaporator II ke storage
 gliserol

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Efisiensi : 0,18
 Daya pompa : 1 hp
 Diameter Dalam pipa : 0,0351 m
 Diameter Luar pipa : 0,0422 m

Kapasitas pompa : 26,4722 gpm
 Bahan konstruksi : Carbon steel
 Jumlah : 1 buah

34. Cooler (E - 154)

Fungsi : Mendinginkan methanol recycle dari evaporator I

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 5530,6692 Kg/jam

Rate Steam : 6862,9619 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 10 in = 0,254 m

Jarak antar baffle = 6 in = 0,1524 m

Bagian Tube

Jumlah Tube = 52 buah

Diameter luar (do) = 0,75 = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,652 in = 0,0166 m

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

35. Evaporator II (V-160)

Fungsi : Memekatkan larutan gliserol dan memisahkan metanol

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120o

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Tipe Pengelasan : Single Welding Butt Joint without

backing up Strip

Volume tangki (VT)	:	731,78 ft ³
Diameter tangki (DT)	:	101,63 in
Diameter Luar (Do)	:	102 in
Tebal Silinder (ts)	:	0,1875 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	11,269 ft
Tebal Tutup Atas (tha)	:	0,0812 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	:	1,4312 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	2,4446 ft
Tinggi tangki (H)	:	15,145144 ft

36. Kondensor(E - 161)

Fungsi : Mengkondensasi metanol recycle dari evaporator II

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3" IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 7803,2140 Kg/jam

Rate air : 64282,450 Kg/jam

Jumlah hair pin : 10 buah

Diameter luar pipa : 3,5 in = 0,0889 m

Diameter dalam pipa : 3,068 in = 0,0779 m

Panjang : 12 ft = 4 0 m

Jumlah : 10 buah

37. Centrifugal Pump (L - 162)

Fungsi : Mengalirkan larutan gliserol dari evaporator II ke storage gliserol

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah stage	:	Single stage
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	0,18
Daya pompa	:	1 hp
Diameter Dalam pipa	:	0,0351 m
Diameter Luar pipa	:	0,0422 m
Kapasitas pompa	:	26,4722 gpm
Bahan konstruksi	:	Carbon steel
Jumlah	:	1 buah

38. Cooler (E - 163)

Fungsi : Mendinginkan gliserol dari evaporator II ke storage gliserol

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4440,4594 Kg/jam

Rate Steam : 3563,6353 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 12 in = 0,3048 m

Jarak antar baffle = 6 in = 0,1524 m

Bagian Tube

Jumlah Tube = 82 buah

Diameter luar (do) = 0,75 in = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,652 in = 0,0166 m

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

39. Storage Glycerol (F - 164)

Fungsi : Menyimpan Glycerol sebagai produk samping
 Tipe : Flat tank(tangki vertikal dengan tutup berbentuk datar)
 Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
 Volume tangki (VT) : 33717,98 ft³
 Diameter tangki (DT : 333,56042 in
 Tinggi tangki (H) : 55,592838 in
 Diameter Luar (Do) : 333,93542 in
 Tebal Silinder (ts) : 0,1875 in
 Tinggi Silinder (Ls) : 55,592838 ft
 Jumlah : 2 buah

40. Cooler III (E - 165)

Fungsi : Mendinginkan gliserol dari evaporator II ke storage gliserol
 Tipe : Shell and Tube 1 - 2
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B
 Kapasitas : 4440,4594 Kg/jam
 Rate Steam : 3563,6353 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 10 in = 0,254 m
 Jarak antar baffle = 6 in = 0,1524 m

Bagian Tube

Jumlah Tube = 52 buah
 Diameter luar (do) = 0,75 in = 0,0191 m
 Diameter dalam (di) = 0,652 in = 0,0166 m
 Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m
 Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah	=	1 buah
Diameter ekivalen (de)	=	0,73 in = 0,0185 m
Panjang	=	16 ft = 4,8769 m
Jumlah	=	1 buah

41. Tanki Pencuci (M-170)

Fungsi	:	Menyerap pengotor di dalam biodiesel
Nama	:	BIO400
Kapasitas	:	400L/menit = 24.000 L/jam
Jumlah	:	3 buah

42. Cooler I (E - 171)

Fungsi	:	Mendinginkan metil ester dari Flash destilasi ke tangki pencucia
Tipe	:	Shell and Tube 1 - 2
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 53 Grade B
Kapasitas	:	46274,2609 Kg/jam
Rate Steam	:	30655,5056 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs)	=	10 0 in = 0,254 m
Jarak antar baffle	=	6 0 in = 0,1524 m

Bagian Tube

Jumlah Tube	=	52 buah
Diameter luar (do)	=	0,75 in = 0,0191 m
Diameter dalam (di)	=	0,652 in = 0,0166 m
Diameter ekivalen (de)	=	0,73 in = 0,0185 m
Panjang	=	16 ft = 4,8769 m
Jumlah	=	1 buah
Diameter ekivalen (de)	=	0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m
 Jumlah = 1 buah

43. Centrifugal Pump (L - 172A)

Fungsi : Mengalirkan minyak,FFA sisa dan metil ester dari evaporator I ke heat exchannger (E-112)

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 0,77
 Daya pompa : 4 hp
 Diameter Dalam pipa : 0,1023 m
 Diameter Luar pipa : 0,1023 m
 Kapasitas pompa : 0,1143002 gpm
 Bahan konstruksi : Carbon steel
 Jumlah : 1 buah

44. Centrifugal Pump (L - 172B)

Fungsi : Mengalirkan minyak,FFA sisa dan metil ester dari filter press ke storage biodiesel

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 1
 Daya pompa : 4 hp
 Diameter Dalam pipa : 0,1023 m

Diameter Luar pipa : 0,1023 m
 Kapasitas pompa : 0,1143002 gpm
 Bahan konstruksi : Carbon steel
 Jumlah : 1 buah

45. Bin Magnesol (F - 173)

Fungsi : Untuk Tempat penyimpanan sementara Magnesol selama 8 jam
 Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120o
 Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
 Tipe Pengelasan : Double Welded Butt Joint
 Volume tangki (VT) : 778,13475 ft³
 Diameter tangki (DT) : 95,625 in
 Diameter Luar (Do) : 96 in
 Tebal Silinder (ts) : 0,1875 in
 Tinggi Silinder (Ls) : 15,938 ft
 Tebal Tutup Bawah (thb) : 0,1875 in
 Tinggi Tutup Bawah (hb) : 2,3003 ft
 Tinggi tangki (H) : 18,238 ft
 Jumlah : 1 buah

46. Storage Magnesol (F - 174)

Tipe : Gudang
 Fungsi : Menyimpan Magnesol sebagai bahan pencuci untuk proses pencucian kering selama 7 hari
 Volume (V_G) : 435,5225 m³

Ukuran : Panjang : 7 m
 Lebar : 5 m
 Tinggi : 2 m

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Jumlah gudang : 1 buah

47. Filter Press (H - 175)

Fungsi : Memisahkan cake dari metil ester

Tipe : Plate and Frame

Volume : 62,037271 m³

Luas Frame : 152,26693 m²

Jumlah plate : 56,908 buah

Tebal plate : 0,021 m

Jumlah : 1 buah

48. Storage Metil ester (F - 176)

Fungsi : Menyimpan Metil ester sebagai produk utama

Tipe : Flat tank (tangki vertikal dengan tutup berbentuk datar)

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Volume tangki (VT) : 67817,26 ft³

Diameter tangki (DT) : 421,05039 in

Tinggi tangki (H) : 70,174352 ft

Diameter Luar (Do) : 421,42539 in

Tebal Silinder (ts) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (Ls) : 70,174352 ft

Jumlah : 5 buah

49. Storage Cake (F - 177)

Fungsi : Menyimpan Cake sebagai hasil samping dari proses

pencucian selama 7 hari

Tipe : Gudang
 Volume (V_G) : 4524,5944 m³
 Ukuran : Panjang : 14 m
 : Lebar : 11 m
 : Tinggi : 4 m
 Bahan Konstruksi : Beton bertulang
 Jumlah gudang : 1 buah

50. Belt Conveyor (J - 178)

Fungsi : Mengangkut biji jarak pagar dari storagepenyimpanan ke filter press
 Tipe : *Throughed Belt on 20Idles*
 Kapasitas : 32 ton/jam
 Panjang Belt : 15,2 m
 Kecepatan Belt : 0,4811 m/menit
 Daya Motor : 0,5 hp
 Lebar : 0,35 m
 Luas Area : 0,1 ft²

51. Tangki penetralan (R-180)

Fungsi : Mencampurkan asam sulfat dalam larutan metanol
 Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120o
 Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
 Tipe Pengelasan : Single Welding Butt Joint without backing up Strip

Volume tangki (VT)	:	2833,1675 ft ³
Diameter tangki (DT)	:	155,63 in
Diameter Luar (Do)	:	156 in
Tebal Silinder (ts)	:	0,1875 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	18,812 ft
Tebal Tutup Atas (tha)	:	0,1112 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	:	2,1917 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	3,7436 ft
Diameter pipa (d1)	:	3,4238 in
Tinggi tangki	:	24,747027 ft
Jumlah	:	1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (Da)	:	5,1875 ft
Lebar (W)	:	1,0375 ft
Panjang (L)	:	1,2969 ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	:	4,3225 ft
Lebar Baffle (J)	:	1,0807 ft
Jenis Pengaduk	:	Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk	:	25 0 hp

52. Storage Ca(OH)₂ (F -181)

Tipe	:	Gudang
Fungsi	:	Menyimpan Ca(OH) ₂ sebagai bahan penetralan
Volume (V _G)	:	1566,9345 m ³
Ukuran	:	Panjang : 11 m

Lebar : 8 m

Tinggi : 3 m

Bahan Konstruksi : Semen

Jumlah gudang : 1 buah

53. Centrifuge III (H - 182)

Fungsi : Memisahkan campuran minyak dan gum dari Mixer I
dimana larutan minyak mengandung trigliserida, FFA,

Tipe : *Cylindrical-conical solid-bowl centrifuge*

Diameter gasket : 30 in

Kecepatan putar : 1200 rpm

Daya motor : 0,5 hp

Jumlah : 1 buah

54. Centrifugal Pump (L - 183)

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari
Centrifuge II ke evaporator II

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah stage : Single stage

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 0,43

Daya pompa : 2 hp

Diameter Dalam pipa : 0,0525 m

Diameter Luar pipa : 0,0603 m

Kapasitas pompa : 72,992 gpm

Bahan konstruksi : Carbon steel

Jumlah : 1 buah

55. Belt Conveyor (J - 184)

Fungsi : Mengangkut biji jarak pagar dari storagepenyimpanan
 0 ke filter press
 Tipe : *Throughed Belt on 20oldles*
 Kapasitas : 32 ton/jam
 Panjang Belt : 15,2 m
 Kecepatan Belt : 2,5949 m/menit
 Daya Motor : 0,5 hp
 Lebar : 0,35 m
 Luas Area : 0,11 ft²

56. Centrifugal Pump (L - 185 A)

Fungsi : :

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 1
 Daya pompa : 9 HP
 Diameter dalam pipa : 0,0854 m
 Diameter luar pipa : 0,1016 m
 Kapasitas pompa : 123,82042 gpm
 Bahan konstruksi : cor 0
 Jumlah : 1 buah

57. Centrifugal Pump (L - 186)

Fungsi : :

menuju tangki netralizer

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : Centrifugal Pump
 Jumlah stage : Single stage
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 1
 Daya pompa : 0,5 HP
 Diameter dalam pipa : : m
 Diameter luar pipa : : m
 Kapasitas pompa : : gpm
 Bahan konstruksi : :
 Jumlah : : 1,50 inches

58. Storage CaSO₄ (F -187)

Tipe : Gudang
 Fungsi : Menyimpan CaSO₄ sebagai bahan penetralan
 Volume (V_G) : 973,7042 m³
 Ukuran : Panjang : 9 m
 Lebar : 7 m
 Tinggi : 2 m
 Bahan Konstruksi : beton bertulang
 Jumlah gudang : 1 buah

59. Bin Ca(OH)₂ (F - 188)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan sementara KOH selama 8 jam
 Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120o
 Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Tipe Pengelasan	:	Double Welding Butt Joint
Volume tangki (VT)	:	106,64 ft ³
Diameter tangki (DT)	:	15,625 in
Diameter Luar (Do)	:	16 in
Tebal Silinder (ts)	:	0,1875 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	2,6042 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	0,3759 ft
Tinggi tangki	:	2,98 ft
Jumlah	:	1 buah

60. Destilasi (D-190)

Fungsi	:	Memisahkan metanol dan air
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>dan bawah standart dished</i>
Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
Tipe Pengelasan	:	Single Welding Butt Joint without backing up Strip
Volume tangki (VT)	:	2833,1675 ft ³
Diameter tangki (DT)	:	155,63 in
Diameter Luar (Do)	:	156 in
Tebal Silinder (ts)	:	0,1875 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	18,812 ft
Tebal Tutup Atas (tha)	:	0,1112 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	:	2,1917 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	3,7436 ft

Diameter pipa (d1) : 3,4238 in
 Tinggi tangki : 24,747027 ft
 Jumlah : 1 buah

61. Cooler (E-191)

Fungsi : Mendinginkan metil ester dari Flash destilasi ke tangki pencucian

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 46274,2609 Kg/jam

Rate Steam : 30655,5056 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 10 in = 0,254 m

Jarak antar baffle = 6 in = 0,1524 m

Bagian Tube

Jumlah Tube = 52 buah

Diameter luar (do) = 0,75 in = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,652 in = 0,0166 m

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

62. Kondensor II (E - 192)

Fungsi : Mengkondensasi dan mendinginkan metanol dari destilasi

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3 " IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 48450,4547 Kg/jam
 Rate air : 349852,033 Kg/jam
 Jumlah hair pin : 50 buah
 Diameter luar pipa : 4 0 in = 0,0889 m
 Diameter dalam pipa : 3 0 in = 0,0779 m
 Panjang : 12 ft = 4 0 m
 Jumlah : 50 buah

63. Storage Metanol (F - 193)

Fungsi : Menyimpan metanol sebagai bahan baku dalam proses esterifikasi 1&2 dan tranesterifikasi
 Tipe : Dome roof (tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas standard dished).
 Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
 Volume tangki (VT) : 52721,876 ft³
 Diameter tangki (DT) : 380,43261 in
 Tinggi tangki (H) : 100,46489 ft
 Diameter Luar (Do) : 380,80761 in
 Tebal Silinder (ts) : 0,1875 in
 Tinggi Silinder (Ls) : 63,404791 ft
 Tebal Tutup Atas (tha) : 0,1875 in
 Tinggi Tutup Atas (ha) : 37,0601 ft
 Jumlah : 1 buah

64. Akumulator destilasi (F - 194)

Fungsi : Untuk menampung sementara overhead vapor dari destilasi II
 Type : Horizontal Kock Drum (Tanki yang dipasang men-

datar dan kedua ujungnya bebrbentuk standard disk)

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi tangki.

- Bahan : Carbon steel SA 135 grade B
- Volume tangki (VT) = 734679,64 in³
- Luas tangki (A) = 4029,2124 in²
- Diameter dalam tangki (Di) = 71,625 in
- Diameter luar tangki (Do) = 72 in
- Tebal tangki (ts) = 0,1875 in
- Tinggi silinder (Ls) = 214,875 in
- Tebal tutup (tha = thb) = 0,1082858 in
- Ttinggi tutup (ha = hb) = 12,104625 in

65. *Centrifugal Pump (L-136)*

Fungsi : Mengalirkan minyak,FFA sisa dan metil ester dari
heat exchannger (E-112) ke heat exchanger (E-135)

- Tipe : Centrifugal Pump
- Jumlah stage : Single stage
- Kecepatan putaran 3500 rpm
- Effisiensi : 0,77
- Daya pompa : 4 hp
- Diameter Dalam pipa: 0,1023 m
- Diameter Luar pipa : 0,1023 m
- Kapasitas pompa : 0,1143002 gpm
- Bahan konstruksi : Carbon steel
- Jumlah : 1 buah

68. Centrifugal Pump (L - 185B)

Fungsi : Mengalirkan metanol dan air dari akumulator ke heater (E-121)

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe	: Centrifugal Pump
Jumlah stage	: Single stage
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 1
Daya pompa	: 9 HP
Diameter dalam pipa	: 0,0854 m
Diameter luar pipa	: 0,1016 m
Kapasitas pompa	: 123,82042 gpm
Bahan konstruksi	: commercial steel
Jumlah	: 1 buah

69. Centrifugal Pump (L - 185C)

Fungsi : Mengalirkan metanol dan air dari heater (E-121) ke cooler (E-191)

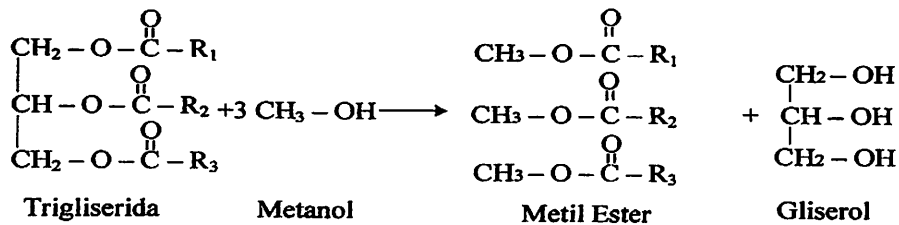
Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe	: Centrifugal Pump
Jumlah stage	: Single stage
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 1
Daya pompa	: 0,5 HP
Diameter dalam pipa	: 0,0092 m
Diameter luar pipa	: 0,0137 m
Kapasitas pompa	: 2,6880052 gpm
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor Transesterifikasi
 Kode : R-140
 Fungsi : Untuk mereaksikan Triglicerida dan metanol membentuk metil ester dan glyserol sesuai dengan reaksi :



dengan konversi reaksi 96%

Type : Reaktor plug flow
 Jumlah : 4 buah
 Kondisi operasi :

Tekanan : 30 atm = 440,880 psia
 Temperatur : 60 °C
 Waktu Operasi : 15 menit
 Fase : Liquid - liquid

Direncanakan :

- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*
- Jenis Pengelasan : *Double Welding Butt Joint*
- ts standart : $\leq 5/8$ in (Hesses. 1945)
- Faktor korosi : $1/16$ in = 0,0625 in (Brownell & Young, 1959)

Sehingga didapatkan data berikut :

- Allowable stress (f) : 18750 lb/in² (Brownell and Young, 1959)
 - Faktor pengelasan (E) : 0,8 (Brownell and Young, 1959)
- Feed masuk ke reaktor Transesterifikasi = 16012,1509 Kg/jam
- Suhu bahan masuk shell = 60,00 °C
 - Suhu bahan keluar shell = 60,00 °C
 - Suhu air masuk = 27 °C
 - Suhu air keluar = 45 °C
 - Faktor kekotoran (R_d) minimal = 0,003 BTU/jam ft²°F

Tahapan perancangan reaktor

1. Perancangan dimensi reaktor

- A. Menentukan Rate Volumetric
- B. Menentukan Volume Reaktor
- C. Menentukan Diameter Pipa
- D. Menentukan Panjang Pipa dan Jumlah Hairpin

2. Perancangan Nozzle Reaktor

- A. Nozzle untuk memasukan minyak
- B. Nozzle untuk memasukan larutan KOH-Metanol
- C. Nozzle untuk pemasukan air pada annulus
- D. Nozzle untuk pengeluaran produk

3. Perancangan sistem penyangga vertikal reaktor

- A. Menentukan berat total reaktor
- B. Perancangan leg support (penyangga)

4. Perancangan sistem penyangga horizontal reaktor

- A. Menentukan berat total reaktor
- B. Perancangan leg support (penyangga)

A. Menentukan *Rate Volumetric*

d Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	7.950,1998	0,4965	0,9400	0,0567
FFA	136,2364	0,0085	0,9200	0,0567
Metil Ester	3.434,0121	0,2145	0,8700	0,0534
Metanol	4.368,0786	0,2728	0,7538	0,0004
KOH	79,5020	0,0050	2,0440	0,0069
Air	44,1220	0,0028	0,9832	0,0005
Jumlah	16.012,1509	1,0000	0,8796	0,0402

$$\text{Densitas campuran} = 879,62 \text{ Kg/m}^3 = 54,9125 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,0270 \text{ lbm/ft.s}$$

d Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate Feed masuk}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{16.012,1509 \text{ lbm/jam}}{54,9125 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 291,5938 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 8.257,0610 \text{ L/ja} = 137,6177 \text{ L/menit} \end{aligned}$$

B. Penentuan Volume Reaktor

- Diketahui

$$\text{Konversi reaksi} = 96\% \text{ (Noereddini, 1997)}$$

$$\text{Konstanta laju reaksi} = 0,05358 \text{ L/mol.jam} \text{ (Noereddini, 1997)}$$

$$\text{Metil ester masuk} = 3.434,0121 \text{ kg/jam} = 11,7384 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Metanol masuk} = 4.368,0786 \text{ kg/jam} = 136,5025 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan tiap jam} &= 8.257,0610 \text{ L/jam} \\
 \text{Metil Ester masuk (C}_{a_0}\text{)} &= 0,0014216 \text{ kmol/L} = 1,4216 \text{ mol/L} \\
 \text{metanol masuk (C}_{b_0}\text{)} &= 0,0165316 \text{ kmol/L} = 16,532 \text{ mol/L}
 \end{aligned}$$

Penentuan Volume reaktor dengan menggunakan persamaan :

$$\frac{V}{v_0} = C_{a_0} \int_0^{X_{af}} \frac{dX_a}{-r_a} \quad (\text{Levenspiel, 1976})$$

Keterangan :

- V = Volume reaktor
- v₀ = Rate feed
- C_{a0} = konsentrasi feed mula-mula
- X_a = konversi reaksi
- r_a = laju reaksi

- Penyelesaian integral

$$\begin{aligned}
 r_a &= k \cdot C_a \cdot C_b \\
 &= k \cdot C_{a_0} \cdot C_{b_0}^3 \\
 &= k \cdot (C_{a_0} - C_{a_0} \cdot X_a) (C_{b_0} - 3C_{a_0} \cdot X_a)^3 \\
 &= 0,054 \times \left| 1,4216 - 1,4216 X_a \right| \times \left| 16,532 - 3 \times 1,42 X_a \right|^3 \\
 &= \left| 0,0762 \quad -0,0762 X_a \right| \times \left| 0,8857 \quad -0,22850 X_a \right|^3 \\
 &= 0,0009 X_a^4 - 0,0115 X_a^3 + 0,0515 X_a^2 - 0,0939 X_a + 0,0529
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\frac{V}{v_0} = 0,0014 \int_0^{0,96} \frac{dX_a}{0,000909X_a^4 - 0,01148X_a^3 + 0,0516X_a^2 - 0,094X_a + 0,053}$$

$$\frac{V}{8.257,0610} = 1,4216 \times 0,11195$$

$$V = 1.314,1234 \text{ L}$$

C. Penentuan Diameter Pipa

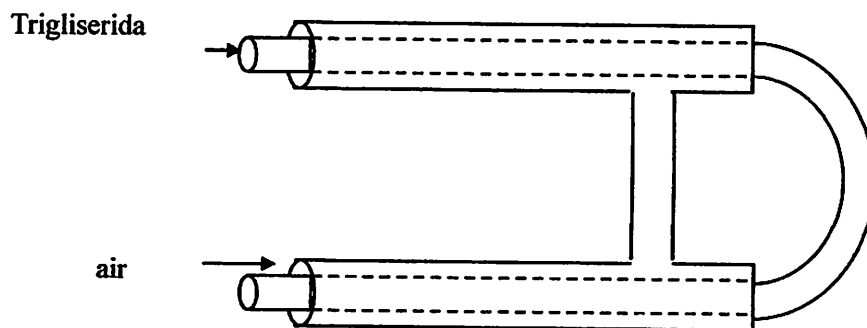
- Digunakan pipa 20x 16" IPS SCH 40

Dengan ukuran sebagai berikut

Anulus				Pipe			
A_{an}	=	291,00 in ²	=	2,0208 ft ²	A_p	=	183 in ² = 1,2708 ft ²
di	=	19,25 in	=	1,6042 ft	a"	=	4,1890 ft ² /ft
de	=	7,160156 in	=	0,5967 ft	di	=	15,25 in = 1,2708 ft
de'	=	0,27 in	=	0,0226 ft	do	=	16 in = 1,3333 ft

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa} &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Luas penampang pipa}} \\ &= \frac{1.314,1234 \text{ ft}^3}{1,2708 \text{ ft}^2} = \end{aligned}$$

$$1.034,1 \text{ ft} = 315,19 \text{ m}$$



Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 16.012,1509 Kg/jam
= 35.300,1562 Lbm/jam
- Rate air = 64.497,5326 Kg/jam
= 142.190,3277 Lbm/jam

Panas yang diserap air pendingin :

$$Q = m \cdot C_p \cdot DT$$

$$\begin{aligned} \text{diketahui } C_p \text{ air} &= 0,9995 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \\ &= 64.497,5326 \times 0,9995 \times 18 \\ &= 1.160.375,1097 \text{ Kcal / jam} \\ &= 4.604.663,1338 \text{ BTU / jam} \end{aligned}$$

$$DT_1 = 60,00 - 45 = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$DT_2 = 60,00 - 27 = 33 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} DT_{LMTD} &= \frac{DT_1 - DT_2}{\ln(DT_1/DT_2)} \\ &= \frac{15 - 33}{\ln(15/33)} \\ &= 22,8294 \text{ } ^\circ\text{C} = 73,092901 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{60,00 - 60,00}{27 - 45} = 0$$

$$S = \frac{45 - 27}{60 - 45} = 1,2000$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\begin{aligned} DT &= F_t \times DT_{LMTD} \\ &= 1 \times 22,8294 \\ &= 22,8294 \text{ } ^\circ\text{C} = 73,0929 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$- t_c = 0,5 \times (45 + 27) = 36 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$- T_c = 0,5 \times (60 + 60) = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) yaitu : 20 x 16 "

IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Anulus (air)				Pipe (Triliserida metanol & KOH)			
A_{an}	=	291,00 in ²	=	2,0208 ft ²	A_p	=	183 in ² = 1,2708 ft ²
D_i	=	19,25 in	=	1,6042 ft	a''	=	4,19 in ²
d_e	=	7,16 in	=	0,5967 ft	d_i	=	15,25 in = 1,2708 ft
d_e'	=	0,27 in	=	0,0226 ft	d_o	=	16 in = 1,3333 ft

Keterannagan:

A_{an} = Luas anulus

D_i = Diameter dalam anulus

d_e = diameter equivalent untuk transfer panas dan penurunan tekanan

d_e' = diameter equivalent untuk transfer panas dan penurunan tekanan

A_p = Luas pipe

a'' = Luas permukaan luar dari pipe tiap kaki

d_i = diameter dala pipe

d_o = diameter luar pipe

Evaluasi Perpindahan Panas

Anulus (air)				Pipe (Triliserida metanol & KOH)			
1. Menghitung N_{Re}				1'. Menghitung N_{Re}			
G_{an}	=	$\frac{M}{A_{an}}$		G_p	=	$\frac{M}{A_p}$	
	=	$\frac{142.190,3277}{2,0208}$			=	$\frac{35.300,1562}{1,2708}$	
	=	70.362,2240			=	27.777,1721	
μ	=	0,0008 Kg/m.s		μ	=	0,0270 Kg/m.s	
	=	0,79 cp			=	27,029 cp	
N_{Re}	=	$\frac{d_e}{m} \times G_{an}$		N_{Re}	=	$\frac{d_i}{m} \times G_p$	
		$\frac{\quad}{\quad} \times 2,42$				$\frac{\quad}{\quad} \times 2,42$	

$= \frac{0,5967 \times 70.362,2240}{0,79 \times 2,42}$ $= 128.608,3263$	$= \frac{1,27 \times 27.777,1721}{27,029 \times 2,42}$ $= 263,3798$
<p>2. Mencari faktor panas</p> <p>Dari Kern fig.24 hal 834 didapat :</p> <p>$JH = 60 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$</p>	<p>2.' Mencari faktor panas</p> <p>Dari Kern fig.28 hal 834 didapat :</p> <p>$JH = 4 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$</p>
<p>3. Mencari harga koefisien film</p> <p>$C_p = 1,0000 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$ $= 8,7484 \text{ BTU/lbm °F}$</p> <p>$k = 0,3602 \text{ (Kern, hal 800)}$</p> <p>$h_o = JH \frac{k}{de} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 30.762,7579$</p>	<p>3. Mencari harga koefisien film</p> <p>$k = 0,214 \text{ (Kern, hal 800)}$ $C_p = 0,6023 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$ $= 5,2691 \text{ BTU/lbm °F}$</p> <p>$h_i = JH \frac{k}{di} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 70,5696$</p> <p>$h_{io} = h_i \frac{di}{do}$ $= 70,5696 \times \frac{15,25}{16,00}$ $= 67,261654$</p>

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_x)

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

$$= \frac{67 \times 30.762,7579}{67 + 30.762,7579}$$

$$= 67,1149 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari tahanan panas pipa terpakai (U_D)

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

$$0,003 = \frac{67,1149 - U_D}{67,1149 \times U_D}$$

$$0,02013 U_D = 67,1149 - U_D$$

$$U_D = 55,8665$$

Mencari Panjang Ekonomis

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa

$$A = \frac{Q}{UD \times DT_{LMTD}}$$

$$= \frac{4.604.663,1338}{55,8665 \times 73,0929}$$

$$= 1.127,6422 \text{ ft}^2$$

D. Penentuan Panjang Pipa Dan jumlah Hairpin

Panjang shell ditetapkan

l (ft)	n
12	43,08601 = 44
15	34,46881 = 35
20	25,85161 = 26

Keterangan :

$$n = \frac{L}{2 \cdot l} ;$$

i dipilih

Panjang shell 20 ft dan jumlah hairpin sebanyak 26 buah
 Evaluasi Penurunan Tekanan (DP)

Anulus (air)	Pipe (Triliserida metanol & KOH)
Mencari DP karena panjang pipa	Mencari DP pipa
$N_{Re} = 128.608,3263$	$N_{Re} = 263,3798$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$
$= 0,0054$	$= 0,0289$
$r = 1,0785 \text{ Kg/L}$	$r = 0,8796 \text{ Kg/L}$
$= 1078,5000 \text{ Kg/m}^3$	$= 879,6163 \text{ Kg/m}^3$
$= 67,3284 \text{ Lbm/ft}^3$	$= 54,9125 \text{ Lbm/ft}^3$
$\Delta P_1 = \frac{4 f G_{an}^2 L}{24.18.10^8 \rho^2 de'} \times \frac{\rho}{144}$	$\Delta P_p = \frac{4 f G_p^2 L}{24.18 10^8 \rho^2 di} \times \frac{\rho}{144}$
$= 0,0117$	$= 0,00021 < 10$
Mencari DP karena panjang pipa	(Memadai)
$v = \frac{G_{an}}{3600 \times r}$	
$= \frac{70.362,2240}{3600 \times 67,3284}$	
$= 0,2903 \text{ ft/detik}$	
$DP_n = n \times \left \frac{v^2}{2 \cdot gc} \right \times \frac{r}{144}$	
$= 0,0159$	
$DP_{an} = DP_1 + DP_n$	
$= 0,0117 + 0,0159$	
$= 0,0276 < 10$	
(Memadai)	

2. Perhitungan Nozzle

A. Perancangan Nozzle bahan masuk reaktor

- Nozzle untuk memasukan minyak
- Nozzle untuk memasukan larutan KOH-Metanol
- Nozzle untuk memasukan air pada annulus
- Nozzle untuk pengeluaran produk

Digunakan flange standard type welding neck pada :

- Nozzle untuk memasukan minyak
- Nozzle untuk memasukan larutan KOH-Metanol
- Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle untuk memasukan air pendingin

B. Dasar Perhitungan

Nozzle untuk memasukan minyak

- Bahan Masuk = 16012,1509 Kg/jam
= 35300,3878 lbm/jam
- ρ Campuran minyak = 0,8796 Kg/L = 54,9125 lbm/ft³
- μ Campuran minyak = 0,0402 Kg/m.s = 2,70E-02 lbm/ft.s
- Rate Volumetrik =
$$\frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$$

=
$$\frac{35300,3878 \text{ lbm/jam}}{54,9125 \text{ lbm/ft}^3}$$

= 642,8476 ft³/jam = 0,0051 m³/s

- Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 879,6 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{sehingga kecepatan liquida sebesar } 2,9403 \text{ m/s} = 9,6465 \text{ ft/s}$$

• Menentukan dimensi Lubang

a. Luas aliran lubang

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0,1786 \text{ ft}^3/\text{s}}{9,6465 \text{ ft/s}} \\ &= 0,0185 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \sqrt{\frac{0,0185}{3,14 \times 0,25}} = 0,1536 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{0,0468 \text{ m} \times 2,9403 \text{ m/s} \times 879,62 \text{ Kg/m}^3}{4,022\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3009,6014 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminer* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*.

d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14

(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 D_{i \text{ optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293,0 \times (4,4478)^{0,53} \times (879,6)^{-0,37} \\
 &= 52,6014 \text{ mm} = 2,0709 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 2,500 in schedule number 80

$$D_i = 2,323 \text{ in} = 0,0590 \text{ m}$$

$$D_o = 2,875 \text{ in} = 0,0730 \text{ m}$$

$$A = 0,0027 \text{ m}^2$$

• Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0051 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0027 \text{ m}^2} = 1,8522 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\
 &= \frac{0,0590 \text{ m} \times 1,8522 \text{ m/s} \times 879,6 \text{ Kg/m}^3}{0,0402 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 2389,9499
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Laminer

Nozzle untuk memasukan larutan KOH-Metanol

- Bahan Masuk = 4491,702631 Kg/jam
= 9902,4076 lbm/jam

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Metanol	4.368,0786	0,9725	0,7538	0,0004
KOH	79,5020	0,0177	2,0440	0,0069
Air	44,1220	0,0098	0,9832	0,0005
Jumlah	4.491,7026	1,0000	0,7789	0,0005

$$\rho_{\text{Can}} = 0,7789 \text{ Kg/L} = 48,6229 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu_{\text{Can}} = 0,0005 \text{ Kg/m.s} = 3,27\text{E-}04 \text{ lbm/ft.s}$$

- Rate Volumetrik = $\frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$

$$= \frac{9902,4076 \text{ lbm/jam}}{48,6229 \text{ lbm/ft}^3} = 203,6573 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0016 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0566 \text{ ft}^3/\text{s}$$

- Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 778,9 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 3,0158 m/s = 9,8942 ft/s

- Menentukan dimensi Lubang

a. Luas aliran lubang

$$= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0,0566 \text{ ft}^3/\text{s}}{9,8942 \text{ ft/s}} = 0,0057 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,0057}{0,25 \times 3,14}} = 0,0853 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\
 &= \frac{0,0260 \text{ m} \times 3,0158 \text{ m/s} \times 778,87 \text{ Kg/m}^3}{0,0005 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 125.582,9890
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293,0 \times (1,2477)^{0,53} \times (778,9)^{-0,37} \\
 &= 28,0520 \text{ mm} = 1,1044 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 ^(Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 1,250 in *schedule number* 80

$$Di = 1,278 \text{ in} = 0,0325 \text{ m}$$

$$D_o = 1,660 \text{ in} = 0,0422 \text{ m}$$

$$A = 0,0008 \text{ m}^2$$

- **Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran**

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0016 \text{ m}^3/\text{s}}{8,28\text{E-}04 \text{ m}^2}$$

$$= 1,9359 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0325 \text{ m} \times 1,9359 \text{ m/s} \times 778,9 \text{ Kg/m}^3}{4,865\text{E-}04 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 100.595,2496$$

Jenis Aliran : turbulen

Nozzle untuk pengeluaran produk

- Bahan Masuk = 16.012,15 Kg/jam
= 35.300,39 lbm/jam

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Trigliserida	318,0080	0,0199	0,9400	0,0567
FFA	136,2364	0,0085	0,9200	0,0567
Metil Ester	11.101,1485	0,6933	0,8700	0,0534
Metanol	3.529,4075	0,2204	0,7538	0,0004
KOH	79,5020	0,0050	2,0440	0,0069
Gliserol	803,7265	0,0502	0,5381	0,0551
Air	44,1220	0,0028	0,9832	0,0005
Jumlah	16.012,1509	1,0000	0,8580	0,0388

$$\rho \text{ Campuran minyak} = 0,8580 \text{ Kg/L} = 53,5645 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu \text{ Campuran minyak} = 0,0388 \text{ Kg/m.s} = 0,0261 \text{ lbm/ft.s}$$

- Rate Volumetrik = $\frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$
= $\frac{35.300,3878 \text{ lbm/jam}}{53,5645 \text{ lbm/ft}^3}$
= $659,0262 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0052 \text{ m}^3/\text{s}$

- Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 858,0 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar $2,9565 \text{ m/s} = 9,6997 \text{ ft/s}$

- Menentukan dimensi Lubang

- a. Luas aliran lubang

$$= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fluida}} = \frac{0,1831 \text{ ft}^3/\text{s}}{9,6997 \text{ ft/s}} = 0,0189 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{b. Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \sqrt{\frac{0,0189}{0,25 \times 3,14}} \\ &= 0,1551 \text{ ft} \end{aligned}$$

- c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{0,0473 \text{ m} \times 2,9565 \text{ m/s} \times 858,02 \text{ Kg/m}^3}{0,0388 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3092,2524 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *tubulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*.

- d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293,0 \times (4,4478)^{0,53} \times (858,0)^{-0,37} \\ &= 53,0874 \text{ mm} = 2,0900 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 2,000 in schedule number 40

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$D_o = 2,375 \text{ in} = 0,0603 \text{ m}$$

$$A = 0,0022 \text{ m}^2$$

• Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0052 \text{ m}^3/\text{s}}{2,17\text{E-}03 \text{ m}^2} = 2,3944 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0525 \text{ m} \times 2,3944 \text{ m/s} \times 858,0 \text{ Kg/m}^3}{3,877\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 2781,9861 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : laminar

Nozzle untuk Keluar dan Masukan air pendingin

Menghitung Volume air

$$\text{Rate air Masuk} = 64497,53 \text{ Kg/jam}$$

$$= 142191,2605 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas air pada } 27^\circ\text{C} = 996,5200 \text{ Kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, 1997)}$$

$$= 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{Rate Steam Masuk}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{142191,26 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} = 2285,6447 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume air} &= 2285,6447 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 1142,82 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

◦ Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14

(Coulson & Richardson's, 1997) , dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}D_{i \text{ optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293,0 \times (17,9160)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 105,1103 \text{ mm} = 4,1382 \text{ in}\end{aligned}$$

◦ Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 5,000 in *schedule number* 80

$$D_i = 4,813 \text{ in} = 0,1223 \text{ m}$$

$$D_o = 5,563 \text{ in} = 0,1413 \text{ m}$$

$$A = 0,01175 \text{ m}^2$$

Brownell & Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi standard nozzle

ukuran pipa nominal (NPS) : 0,5 in

Dari Brownel and Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi flange

dengan type Welding neck dengan dimensi nozzle sbb :

Nozzle A. Nozzle untuk memasukan minyak

Nozzle B. Nozzle untuk memasukan larutan KOH-Metanol

Nozzle C. Nozzle untuk pengeluaran produk

Nozzle D. Nozzle untuk pemasukan air pendingin

maka :

Dimensi	Nozzle A	Nozzle B	Nozzle C	Nozzle D
	(in)	(in)	(in)	(in)
NPS	2,5	1,25	2	5,0
A.	7	4 5/8	6	10
T	7/8	5/8	3/4	15/16
R	4 1/8	2 1/2	3 5/8	7 1/3
K	2,88	1,66	2,38	5 5/9
E	3 9/16	2 5/16	3 1/16	6,44
L	2 3/4	2 1/4	2 1/2	3 1/2
B.	2,47	1,38	2,07	5
ΣH	4	4	4	8
DH	5/8	1/2	5/8	3/4
CH	4 3/4	3 1/2	4 3/4	8 1/2
W	8	3	6	19

Dimana :

NPS	=	Ukuran pipa nominal (in)
A.	=	Diameter luar flange (in)
T	=	Ketebalan Flange minimum (in)
R	=	Diameter bagian lubang menonjol (in)
K	=	Diameter hubungan pada titik pengelasan (in)
E	=	Diameter hubungan pada alas (in)
L	=	Panjang julukan (in)
B.	=	Diameter dalam Flange (in)
ΣH	=	Jumlah Lubang Baut
DH	=	Diameter lubang Baut
CH	=	Keliling Lubang Baut
W	=	Berat Lubang Baut

3 Perancangan sistem penyangga reaktor

A. Menentukan berat total reaktor

Dari perancangan silinder reaktor diketahui data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi = *High alloy Steel SA-240 Grade M type 316*
- Tebal silinder = 0,7500 in = 0,0625 ft
- Diameter dalam pipe (D_{ip}) = 15,25 in = 1,2708 ft
- Diameter luar pipe (D_{op}) = 16,00 in = 1,3333 ft
- Diameter dalam anulus (D_{ian}) = 19,25 in = 1,6042 ft
- Diameter luar anulus (D_{oan}) = 20,00 in = 1,6666 ft
- Panjang pipa (H) = 1034 ft
- Stress yang diijinkan = 18750 lb/in²
- Faktor korosi yang diijinkan = 0,0625 in

1. Menentukan berat pipa kosong

Bahan konstruksi yang dipakai untuk membuat reaktor termasuk steel, densitasnya dapat dilihat pada tabel 2-118 (Perry 7th,1997), yaitu :

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 481 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_s = \frac{\pi}{4} \times D_{op}^2 - D_{ip}^2 \times H \times \rho$$

Berat bagian pipe :

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{\pi}{4} \times \left| 1,3333 \right|^2 - \left| 1,2708 \right|^2 \times 1034,0643 \times 481 \\ &= 63548,0532 \text{ lb} \\ &= 28824,76145 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Berat bagian annulus :

$$W_{an} = \frac{\pi}{4} \times D_{oan}^2 - D_{ian}^2 \times H \times \rho$$

$$\begin{aligned}
 W_{an} &= \frac{\pi}{4} \times \left| 1,6666 \right|^2 - \left| 1,6042 \right|^2 \times 1034,0643 \times 481 \\
 &= 79816,35482 \text{ lb} \\
 &= 36203,90039 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan berat larutan dalam reaktor

- Berat larutan dalam pipe

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{\pi}{4} \times D_{ip}^2 \times H \times \rho_{\text{larutan minyak}} \\
 &= \frac{\pi}{4} \times \left| 1,2708 \right|^2 \times 1034,0643 \times 54,9125 \\
 &= 71987,48443 \text{ lb} = 158706,0659 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Berat larutan dalam annulus

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{\pi}{4} \times D_{i_{an}}^2 - D_{o_p}^2 \times H \times \rho \\
 W &= \frac{\pi}{4} \times \left| 1,6042 \right|^2 - \left| 1,3333 \right|^2 \times 1034,0643 \times 62,211 \\
 &= 40174,691 \text{ lb} = 18222,83809 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

3 Menghitung berat total reaktor

Bagian	Berat (Kg)
Berat pipe	28824,7615
Berat annulus	36203,9004
Berat larutan	176928,9040
W_T	241957,5658

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 20% maka berat total

beban reaktor adalah :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{total}} &= W_T = \left| 100\% + 20\% \right| \times 241957,5658 \text{ Kg} \\
 &= 290349,079 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

B. Perancangan leg support (penyangga)

Beban tiap kali kompresi dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal 197 adalah

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

Dimana :

- P = gaya yang bekerja pada 1 leg
 P_w = total beban permukaan karena angin
 H = tinggi reaktor dari batas base plate
 L = jarak antara vessel dengan base plate
 D_{bc} = diameter bolt circle
 n = jumlah penyangga
 ΣW = berat total reaktor
 P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg

Reaktor dirancang nantinya akan diletakkan dalam bangunan sehingga tidak dipengaruhi dengan adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol)

Maka berlaku : P_w = 0

Untuk penahan dipilih jenis I-beam yang berjumlah 4 buah sehingga gaya yang bekerja pada 1 leg adalah :

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = \frac{290349,079}{4}$$

$$= 72.587,2697 \quad \text{Kg} = 160.025,8949 \quad \text{lb}$$

Untuk mendapatkan ukuran I-beam didasarkan pada ukuran standard pada
 Appendik G Brownell & Young halaman 355 yaitu :

Trial ukuran I-beam 18" ukuran 18 x 6 dengan pemasangan memakai
 beban eksentrik (terhadap sumbu), didapatkan :

- Nominal size = 18 in
- Berat = 70 lb
- Area of section (A_y) = 20,46 in²
- Dept of beam (h) = 18 in
- Widht of flange (b) = 6,251 in
- Axis (r) = 6,7 in
- I_{1-1} = 917,5 in⁴

▷ Menghitung tinggi total reaktor (H)

Jarak antara base plate dengan badan silinder (L) diambil untuk nilai
 optimumnya, yaitu : 5 ft

$$\text{Tinggi Reaktor} = 16,670 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga tinggi total reaktor (H)} &= 16,6700 + 5 \\ &= 21,6700 \text{ ft} \end{aligned}$$

▷ Menghitung panjang leg (l)

$$\begin{aligned} l &= 0,5 H + 2,5 \text{ ft} \\ &= 0,5 \left| 21,6700 \right| + 2,5 \\ &= 13,3350 \text{ ft} = 160,0200 \text{ in} = 4,0645 \text{ m} \end{aligned}$$

▷ Menentukan bearing capacity (fc)

$$\frac{l}{r} = \frac{160,0200}{6,7} = 23,8836 \text{ in}$$

$$\text{Karena } l/r \text{ antara } 0-120 \text{ maka } f_c = 15000 \text{ psi (B \& Y. 1959)}$$

$$\begin{aligned}
 f_{c \text{ aman}} &= f_c - f_{c \text{ eksentrik}} \\
 &= f_c - \frac{p(a+0,5b)}{I_{1-1}/0,5b} \\
 &= 15000 - \frac{160025,8949 \left| 1,5 + 0,5 \times 6,3 \right|}{917,5 / 0,5 \times 6,3} \\
 &= 8184,7281 \text{ psi} = 8184,7281 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

↳ Luas (A) yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{p}{f_{c \text{ aman}}} = \frac{160025,8949 \text{ lb}}{8184,7281 \text{ lb/in}^2} = 19,5518 < A_y \\
 \% \text{ beda} &= \frac{20,46 - 19,5518}{20,46} \times 100\% \\
 &= 4,4391\%
 \end{aligned}$$

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I-beam = 18 in
- Berat = 70 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik

4. Perancangan Penyangga Horizontal

A. Menentukan berat total reaktor

Dari perancangan silinder reaktor diketahui data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi = *High alloy Steel SA-240 Grade M type 316*
- Tebal silinder = 0,7500 in = 0,0625 ft
- Diameter dalam pipe (D_{i_p}) = 15,25 in = 1,2708 ft
- Diameter luar pipe (D_{o_p}) = 16,00 in = 1,3333 ft
- Diameter dalam anulus ($D_{i_{an}}$) = 19,25 in = 1,6042 ft
- Diameter luar anulus ($D_{o_{an}}$) = 20,00 in = 1,6666 ft

- Panjang pipa (H) = 180 ft
- Stress yang diijinkan = 18750 lb/in²
- Faktor korosi yang diijinkan = 0,0625 in

1. Menentukan berat pipa kosong

Bahan konstruksi yang dipakai untuk membuat reaktor termasuk steel, densitasnya dapat dilihat pada tabel 2-118 (Perry 7th, 1997), yaitu :

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 481 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_s = \frac{\pi}{4} \times D_{op}^2 - D_{ip}^2 \times H \times \rho$$

Berat bagian pipe :

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{\pi}{4} \times \left| 1,3333 \right|^2 - \left| 1,2708 \right|^2 \times 180,0000 \times 481 \\ &= 11061,83577 \text{ lb} \\ &= 5017,538085 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Berat bagian annulus :

$$\begin{aligned} W_{an} &= \frac{\pi}{4} \times D_{oan}^2 - D_{ian}^2 \times H \times \rho \\ W_{an} &= \frac{\pi}{4} \times \left| 1,6666 \right|^2 - \left| 1,6042 \right|^2 \times 180,0000 \times 481 \\ &= 13893,66572 \text{ lb} \\ &= 6302,027835 \text{ Kg} \end{aligned}$$

2. Menentukan berat larutan dalam reaktor

- Berat larutan dalam pipe

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{\pi}{4} \times D_{ip}^2 \times H \times \rho_{\text{larutan minyak}} \\
 &= \frac{\pi}{4} \times \left| \begin{array}{c} - \\ 1,2708 \end{array} \right|^2 \times 180,0000 \times 54,9125 \\
 &= 12530,89103 \text{ lb} = 27626,03019 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Berat larutan dalam annulus

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{\pi}{4} \times D_{i_{an}}^2 - D_{o_p}^2 \times H \times \rho \\
 W &= \frac{\pi}{4} \times \left| \begin{array}{c} 1,6042 \\ - \\ 1,3333 \end{array} \right|^2 \times 180,0000 \times 62,211 \\
 &= 6993,224991 \text{ lb} = 3172,056924 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

3 Menghitung berat total reaktor

Bagian	Berat (Kg)
Berat pipe	5017,5381
Berat annulus	6302,0278
Berat larutan	30798,0871
W_T	42117,6530

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 20% maka berat total beban reaktor adalah :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{total}} &= W_T = \left| \begin{array}{c} 100\% + 20\% \end{array} \right| \times 42117,6530 \text{ Kg} \\
 &= 50541,18364 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

B. Perancangan leg support (penyangga)

Beban tiap kali kompresi dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal 197 adalah

$$P = \frac{4 \times pw \times (H-L)}{n \times Dbc} + \frac{\Sigma W}{n}$$

Dimana :

- P = gaya yang bekerja pada 1 leg
- Pw = total beban permukaan karena angin
- H = tinggi reaktor dari batas base plate
- L = jarak antara vessel dengan base plate
- Dbc = diameter bolt circle
- n = jumlah penyangga
- ΣW = berat total reaktor
- P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg

Reaktor dirancang nantinya akan diletakkan dalam bangunan sehingga tidak dipengaruhi dengan adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol)

Maka berlaku : $P_w = 0$

Untuk penahan dipilih jenis I-beam yang berjumlah 2 buah sehingga gaya yang bekerja pada 1 leg adalah :

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = \frac{50541,18364}{2}$$

$$= 25.270,5918 \quad \text{Kg} = 55.711,5467 \quad \text{lb}$$

Untuk mendapatkan ukuran I-beam didasarkan pada ukuran standard pada Appendix G Brownell & Young halaman 355 yaitu :

Ukuran I-beam 10" ukuran 10 x 4 5/8" dengan pemasangan memakai

beban eksentrik (terhadap sumbu), didapatkan :

- Nominal size = 10 in
- Berat = 35 lb
- Area of section (A_y) = 10,2 in²
- Dept of beam (h) = 10 in
- Widht of flange (b) = 4,944 in
- Axis (r) = 3,78 in
- I_{1-1} = 145,8 in⁴

↳ Menghitung panjang total reaktor (H)

$$\text{Panjang Reaktor} = 18,750 \text{ ft}$$

$$\text{Sehingga tinggi total reaktor (H)} = 18,7500 \text{ ft}$$

↳ Menghitung panjang leg (l)

$$\begin{aligned} l &= 0,5 H + 2,5 \text{ ft} \\ &= 0,5 \left| 18,7500 \right| + 2,5 \\ &= 11,8750 \text{ ft} = 142,5000 \text{ in} = 3,6195 \text{ m} \end{aligned}$$

↳ Menentukan bearing capacity (fc)

$$\frac{l}{r} = \frac{142,5000}{3,78} = 37,6984 \text{ in}$$

$$\text{Karena } l/r \text{ antara } 0-120 \text{ maka } f_c = 15000 \text{ psi (B \& Y. 1959)}$$

$$\begin{aligned} f_{c \text{ aman}} &= f_c - f_{c \text{ eksentrik}} \\ &= f_c - \frac{p(a+0,5b)}{I_{1-1}/0,5b} \\ &= 15000 - \frac{55711,5467 \left| 1,5 + 0,5 \times 4,9 \right|}{145,8 / 0,5 \times 4,9} \\ &= 5660,0486 \text{ psi} = 5660,0486 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

D Luas (A) yang dibutuhkan

$$A = \frac{P}{f_c \text{ aman}} = \frac{55711,5467 \text{ lb}}{5660,0486 \text{ lb/in}^2} = 9,8429 < A_y$$

$$\% \text{ beda} = \frac{10,2 - 9,8429}{10,2} \times 100\%$$

$$= 3,5005\%$$

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I-beam = 10 in
- Berat = 35 lb
- Jumlah penyangga = 2 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik

Kesimpulan dimensi reaktor

1. Dimensi pipa

Tipe : Reaktor plug flow pipa ukuran 20x16"

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 16.012,1509 Kg/jam

Rate air : 64.497,5326 Kg/jam

Jumlah hair pin : 26 buah

Bagian anulus

$$A_{an} = 425,00 \text{ in}^2$$

$$d_i = 23,25 \text{ in}$$

$$d_e = 1,14 \text{ in}$$

$$d_{e'} = 0,10 \text{ in}$$

Bagian pipe

$$A_p = 355,00 \text{ in}^2$$

$$a'' = 5,75 \text{ in}$$

di	=	21,25 in
do	=	22,00 in
Panjang	=	20 ft = 6,0961 m
Jumlah	=	4 buah

2. Nozzle

a. Nozzle untuk memasukan minyak

- Diameter dalam (di) = 2,3230 in
- Diameter luar (do) = 2,8750 in
- Schedule = 80
- Luas (A) = 2,730E-03 m²
- Jenis Aliran = Laminer

b. Nozzle untuk memasukan larutan KOH-Metanol

- Diameter dalam (di) = 1,2780 in
- Diameter luar (do) = 1,6600 in
- Schedule = 80
- Luas (A) = 8,275E-04 m²
- Jenis Aliran = Turbulen

c. Nozzle untuk pengeluaran produk

- Diameter dalam (di) = 2,0670 in
- Diameter luar (do) = 2,3750 in
- Schedule = 40
- Luas (A) = 2,165E-03 m²
- Jenis Aliran = laminer

e. Nozzle untuk Keluar dan Masukan air pendingin

- Diameter luar (do) = 4,8130 in
- Diameter dalam (di) = 5,5630 in

- Schedule = 80
- Luas (A) = 1,175E-02

3. Penyangga Vertikal

- Jenis = I-beam
- Ukuran = 15×5 1/2 in
- Nominal size = 18 in
- Berat = 70,0 lb
- Area of section (Ay) = 20 1/2 in²
- Dept of beam (h) = 18 in
- Widht of flange (b) = 6,251 in
- Axis (r) = 6,700 in
- I1-1 = 917,500 in
- Tinggi Penyangga = 160,0200 in
- Jumlah penyangga = 4 buah

4. Penyangga Horizontal

- Jenis = I-beam
- Ukuran = 10×4 5/8" in
- Nominal size = 10 in
- Berat = 35,0 lb
- Area of section (Ay) = 10 1/5 in²
- Dept of beam (h) = 10 in
- Widht of flange (b) = 4,944 in
- Axis (r) = 6,700 in
- I1-1 = 145,800 in
- Tinggi Penyangga = 142,5000 in
- Jumlah penyangga = 4 buah

BAB VI
PERANCANGAN ALAT UTAMA

- Nama alat : Reaktor Esterifikasi I (Aryo Bhaskoro)
- Kode : R-130
- Fungsi : Untuk mereaksikan Trigliserida dan metanol membentuk metil ester dan glyserol
- Type : Reaktor mixed berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk *conical* dished dengan sudut puncak 120°
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi :
- Tekanan : 1 atm = 14,696 psia
 - Temperatur : 60 °C
 - Waktu Operasi : 30 menit
 - Fase : Liquid - liquid

Direncanakan :

- Ruang kosong dalam reaktor 0,2 dari volume total reaktor
(Vilbrant. 1959)
- $L_s = 1,5$ di (Ulrich, 1984)
- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
- Jenis Pengelasan : Double Welding Butt Joint
- ts standart : $\leq 5/8$ in (Hesses. 1945)

- Faktor korosi : $1/16$ in = 0,0625 m (Brownell, 1959)
- Sudut Conical : 120° (Brownell, 1959)

Sehingga didapatkan data berikut :

- Allowable stress (f) : 18750 lb/in² (Brownell, 1959)
- Faktor pengelasan (E) : 0,8 (Brownell, 1959)

Feed masuk ke reaktor esterifikasi I = 77082,34531 Kg/jam

Tahapan perancangan reaktor

1. Perancangan dimensi reaktor
 - A. Menentukan Volume Reaktor
 - B. Menentukan diameter reaktor
 - C. Menentukan diameter tutup
2. Perancangan dimensi pengaduk reaktor
 - A. Perencanaan pengaduk
 - B. Penghitungan daya pengaduk
 - C. Perhitungan poros pengaduk
3. Perhitungan Nozzle
 - A. Perancangan Nozzle bahan masuk reaktor
 - B. Perancangan Nozzle jaket pemanas
 - C. Perancangan Nozzle produk keluar reaktor
 - D. Penentuan Flange pada Nozzle
4. Perhitungan dimensi jaket pemanas
 - A. Dasar perancangan jaket
 - B. Menentukan tekanan operasi
 - C. Menentukan diameter jaket
 - D. Menentukan diameter jaket
 - E. Menentukan tinggi jaket

- F. Menentukan tebal tutup bawah jaket
- G. Menentukan tinggi tutup bawah jaket
- 5. Perancangan dimensi gasket, bolting dan flange tangki reaktor
 - A. Perancangan Gasket
 - B. Perancangan Bolting
 - C. Perancangan Flange
- 6. Perancangan sistem penyangga reaktor
 - A. Menentukan berat total reaktor
 - B. Perancangan leg support (penyangga)
 - C. Perancangan base plate
 - D. Perancangan lug dan gusset
- 7. Perancangan pondasi reaktor

V.I Perancangan dimensi reaktor

A. Menentukan Volume Reaktor

- Menentukan fraksi, densitas dan viskositas campuran

Data viskositas dan densitas dari Geankoplis 1997, Joback method
Rackett method, Perry's 7th 1997

Komposisi	Berat (Kg/jam)	fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Trigliserida	31800,79906	0,4125562	0,94	0,0567
FFA	13623,64132	0,1767414	0,92	0,0567
Metanol	30653,19298	0,3976681	0,7538	0,000363
H ₂ SO ₄	681,1820661	0,0088371	1,829	0,019
Air	323,5298867	0,0041972	0,9832	0,000496
Jumlah	77082,34531	1	0,8705	0,0337

$$\text{Densitas campuran} = 870,46 \text{ Kg/L} = 54,340721 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,0227 \text{ lbm/ft.s}$$

- Menentukan Kapasitas Reaktor Esterifikasi

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Reaktor} &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Jumlah Reaktor yang digunakan}} \\ &= \frac{77082,34531 \text{ Kg/jam}}{1} \\ &= 77082,34531 \text{ Kg/jam} \\ &= 169935,7385 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

- Menentukan Rate Volumetrik pada Reaktor Esterifikasi

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Kapasitas Reaktor}}{\text{Densitas Campuran}} = \frac{169935,7385 \text{ lbm/jam}}{54,34072093 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 3127,2264 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

- Volume Larutan

Volume larutan dalam reaktor esterifikasi I per waktu operasinya

$$\begin{aligned} &= 3127,2264 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 1563,6132 \text{ ft}^3 = 11697,39044 \text{ galon} \end{aligned}$$

- Menentukan Volume Total Tangki (V_T)

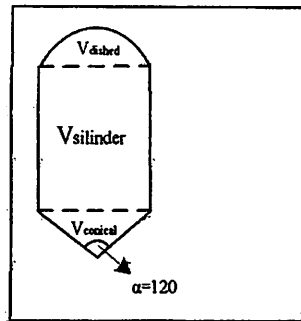
$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 0,2 V_T + 1563,6132 \text{ ft}^3$$

$$0,8 V_T = 1563,613213 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 1954,5165 \text{ ft}^3 = 55,346044 \text{ m}^3$$

B. Menentukan Diameter Reaktor



Gambar 6.1. Volume total dari Reaktor Esterifikasi I

$$V_{\text{dished}} = \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot Ls)$$

$$V_{\text{conical}} = \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha}$$

Dari gambar diatas maka dapat dihitung volume total reaktor, yaitu :

$$V_{\text{Total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$V_{\text{Total}} = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_i^2 \cdot 1,5D_i) + (0,0847 \cdot D_i^3) + (3,14 \cdot D_i^3) / (24 \tan 1/2 (120))$$

$$\approx \text{dimana } \alpha \text{ dari } \textit{conical dished} = 120^\circ$$

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

Maka :

$$1954,516516 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_i^3 + 0,0755 D_i^3 + 0,0847 D_i^3$$

$$1954,516516 \text{ ft}^3 = 1,3377 D_i^3$$

$$D_i^3 = 1461,0646 \text{ ft}^3$$

$$D_i = 11,347229 \text{ ft}$$

$$= 3,4587 \text{ m} = 136,16674 \text{ in}$$

✳ Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder

maka :

$$\text{Vol}_{\text{Liquid}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$V_L = \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls}$$

$$1563,6132 \text{ ft}^3 = 0,0755 \times 11,347229^3 + 0,25 \times 3,14 \times 11,347229^2 \times L_{ls}$$

$$L_{ls} = 14,377778 \text{ ft}$$

$$= 4,3824 \text{ m} = 172,53509 \text{ in}$$

✳ Menghitung tekanan design (P_i)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \text{ (Geankoplis, 1997)}$$

$$= \frac{54,338376 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 14,377778 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 5,4255 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,696 + 5,4255 - 14,696$$

$$= 5,4255 \text{ psig}$$

ж tebal silinder (t_s)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C && \text{(Brownell, 1959)} \\
 &= \frac{5,4255303 \times 136,1687}{2 \times (18750 \times 0,8) - (1 \times 5,4255)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0871 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

$$(t_{s_{\text{rancangan}}} < t_{s_{\text{standart}}})$$

ж Standardisasi D_o

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_T + (2 \times t_s) \\
 &= 136,16674 + 0,375 \\
 &= 136,54174 \text{ in} = 3,4682 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 138 \text{ in} = 3,5052 \text{ m} \text{ dan didapatkan data :}$$

$$i_{cr} = 8,375 \text{ in} \quad \text{(Brownell, 1959)}$$

$$r = 132 \text{ in} \quad \text{(Brownell, 1959)}$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - (2 \times t_s) \\
 &= 138 - 0,375 \\
 &= 137,625 \text{ in} = 11,46875 \text{ ft} = 3,4957 \text{ m}
 \end{aligned}$$

ж Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$L_s/D_i < 1,5 \quad \text{(Ulrich, 1984)}$$

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} && \text{(Brownell, 1959)} \\
 &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha}
 \end{aligned}$$

$$1954,5165 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) + 0,0755 D_T^3$$

$$1954,5165 \text{ ft}^3 = 103,2528 L_s + 127,77082 + 114,64678$$

$$L_s = 16,581623 \text{ ft} = 198,97947 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{16,581623 \text{ ft}}{11,46875 \text{ ft}} = 0,7094 \text{ D (Memenuhi)}$$

C. Menentukan diameter tutup

- Menentukan tebal tutup atas (t_{ha})

$$icr = 10,125 \text{ in}$$

$$r = 144 \text{ in}$$

$$sf = 1,5 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

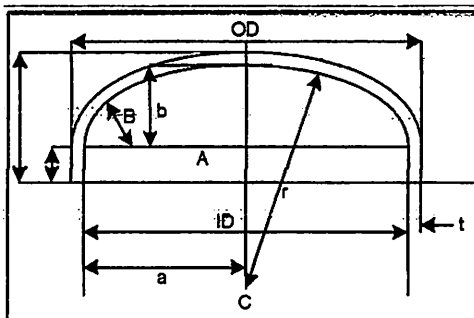
$$t_{ha} = \frac{0,855 \times Pi \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times Pi)} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$= \frac{0,855 \times 5,4254523 \times 144}{18750 \times 0,8 - 0 \times 5,4254523} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,107 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi tutup atas (h_a)



Gambar 6.1. Dimensi tutup atas *standart dished* reaktor

$$a = \frac{D_i}{2} = \frac{137,625}{2} \text{ in} = 68,8125 \text{ in} = 5,7344 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr = 68,8125 - 4,375 \\ &= 64,4375 \text{ in} = 5,3698 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 144 - 4,375 \\ &= 139,625 \text{ in} = 11,635417 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{139,625^2 - 64,4375^2} \\ &= \sqrt{15342,94922} \\ &= 123,86666 \text{ in} = 10,322 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 144 - 123,86666 \\ &= 20,133341 \text{ in} = 1,6778 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ha &= t_{ha} + b + sf \\ &= 0,107 + 20,133341 + 1,5 \\ &= 21,740375 \text{ in} = 1,8117 \text{ ft} = 0,5522 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell, 1959)

- Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

$$\text{Dimana } de = D_i = 137,625 \text{ in}$$

$$t_{hb} = \frac{\text{Pi} \times de}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2 \alpha} + C$$

$$\text{dimana } de = D_T = 137,625 \text{ in } \alpha = 120$$

$$\cos 1/2 \alpha = 1$$

$$= \frac{5,4255 \times 137,6250}{2 \times |18750 \times 0,80| - |0,1 \times 5,4255| \times 0,5} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1123 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

maka pada ts (3/16) diperoleh harga :

$$sf = 1,5 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

- Menentukan Tinggi tutup bawah (hb)

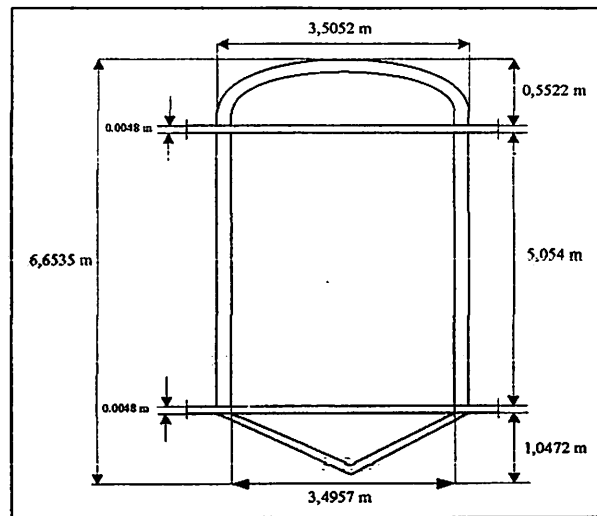
Untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah

$$\begin{aligned}
 hb &= \frac{0,5 \times di}{\tan 1/2 \alpha} \\
 &= \frac{0,5 \times 137,6250 \text{ in}}{1,7321} \\
 &= 39,7278 \text{ in} = 1,0091 \text{ m} = 3,3106 \text{ ft} \\
 hb &= hb + sf \\
 &= 39,728 + 1,5 \\
 &= 41,228 \text{ in} = 1,0472 \text{ m} = 3,4356 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai

berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Luar (Do)} &= 138 \text{ in} = 3,5052 \text{ m} \\
 \text{Diameter Dalam (Di)} &= 137,6250 \text{ in} = 3,4957 \text{ m} \\
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 198,9795 \text{ in} = 5,054 \text{ m} \\
 \text{Tebal Silinder (ts)} &= 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\
 \text{Tebal tutup atas (t}_{ha}) &= 10,1250 \text{ in} = 0,2572 \text{ m} \\
 \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}) &= 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tutup atas (ha)} &= 21,7404 \text{ in} = 0,5522 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= 41,2278 \text{ in} = 1,0472 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Reaktor (H)} &= \text{Tinggi (tutup bawah + silinder + tutup atas)} \\
 &= hb + Ls + ha \\
 &= 41,2278 + 198,9795 + 21,7404 \\
 &= 261,9476 \text{ in} \\
 &= 21,8290 \text{ ft} = 6,6535 \text{ m}
 \end{aligned}$$



Gambar 6.2. Dimensi tangki Reaktor

6.2. Perancangan dimensi pengaduk reaktor

A. Perencanaan pengaduk

Data - data perbandingan geometris sistem pengadukan standard diambil dari Geankoplis (1997) antara lain :

$$D_a/D_t = 0,3 - 0,5$$

$$W/D_a = 0,2$$

$$L/D_a = 0,25$$

$$C/D_t = 0,3333$$

$$J/D_t = 0,0833$$

Dimana :

D_t = Diameter dalam tangki

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

- Menentukan Diameter Pengaduk

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 0,3 \\ Da &= 0,3 Dt \\ &= 0,3 \times 137,6250 \text{ in} \\ &= 41,288 \text{ in} = 1,0487 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Lebar Pengaduk

$$\begin{aligned} W/Da &= 0,2 \\ W &= 0,2 Da \\ &= 0,2 \times 41,288 \text{ in} \\ &= 8,258 \text{ in} = 0,2097 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Panjang Pengaduk

$$\begin{aligned} L/Da &= 0,25 \\ L &= 0,25 Da \\ &= 0,25 \times 41,29 \text{ in} \\ &= 10,3219 \text{ in} = 0,2622 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$\begin{aligned} C/Dt &= 0,3333 \\ C &= 0,3333 Dt \\ &= 0,3333 \times 137,6250 \text{ in} \\ &= 45,8704 \text{ in} = 1,1651 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Lebar *Baffle*

$$\begin{aligned} J/Dt &= 0,0833 \\ J &= 0,0833 Dt \\ &= 0,0833 \times 137,6250 \text{ in} \\ &= 11,4688 \text{ in} = 0,2913 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahwa

$Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis

Flat Six Blade Turbin with disk

- Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned} np &= \frac{\text{Tinggi liquid dalam silinder}}{2 Da^2} \\ &= \frac{172,5351}{3409,3153} \\ &= 0,0506 \approx 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

B. Penghitungan Daya Pengaduk

$$N_{Re} \equiv \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$P = \frac{Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5}{gc} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana :

N = Putaran pengaduk

Da = Diameter Impeller (ft)

P = daya motor (lb.ft/detik)

ρ = 54,3407 lbm/ft³

μ = 0,0227 lbm/ft.s

Diketahui $N_{Re} = 6400$ (Nouriddini, 1997)

Maka :

$$N_{Re} \equiv \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{N_{Re} \times \mu}{D_a^2 \times \rho} \\
 &= \frac{6400 \times 0,0227 \text{ lbf/ft.s}}{11,8379 \text{ ft}^2 \times 54,3407 \text{ lbf/ft}^3} \\
 &= 2,02 \text{ rps} = 121,2774 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Dari nilai N_{Re} dapat diketahui bahwa alirannya adalah *turbulen*

Dari halaman 145 Geankoplis untuk Number Power (N_p) diambil

$$N_p = 5$$

$$N_p = \frac{P \times gc}{\rho \times N^3 \times Da^5} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

maka :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{\rho \times N^3 \times Da^5 \times N_p}{gc} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{54,3407 \times 2,0213^3 \times 3,4406^5 \times 5,0}{32,174} \\
 &= 33625,0868 \text{ lbf/s} = 61,1365 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain losses (Kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 20% dari daya masuk.

$$\begin{aligned}
 P \text{ yang dibutuhkan} &= \left(0,10 + 0,20 \right) P + P \\
 &= \left(0,30 \times 61 \right) + 61 \\
 &= 79,477 \text{ hp} \approx 80 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

C. Perhitungan poros pengaduk

- Diameter Poros Pengaduk

$$T = \frac{\pi \times S \times D^2}{16} \quad (\text{Hesses. 1945})$$

Dimana :

$$T = \text{Momen putar} = \frac{(63025.H)}{N}$$

$$H = \text{daya motor (lb.ft/s)} = 80 \text{ hp}$$

$$N = \text{Putaran pengaduk} = 121,2774 \text{ rpm}$$

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 80}{121,2774} = 41.574,0948$$

Dari Hesse tabel 16-1 hal 467, untuk bahan *Hot-rolled steel SAE*

1040 mengandung karbon 40% dengan batas = 45000 lb/in²

S = maksimum design shering stress yang diujikan

$$S = 40\% \times 45000 \text{ lb/in}^2$$

$$= 18000 \text{ lb/in}^2$$

Maka didapatkan diameter poros (D)

$$D = \sqrt{\frac{16 \times T}{\pi \times S}} \quad (\text{Hesse. 1945})$$

$$D = \sqrt{\frac{16 \times 41574,09}{3,14 \times 18000}} = 3,4306 \text{ in} = 0,0871 \text{ m}$$

Rumus

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana :

L = panjang poros (ft)

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 220,7198 in

l = panjang poros diatas bejana tangki = 10,3219 in

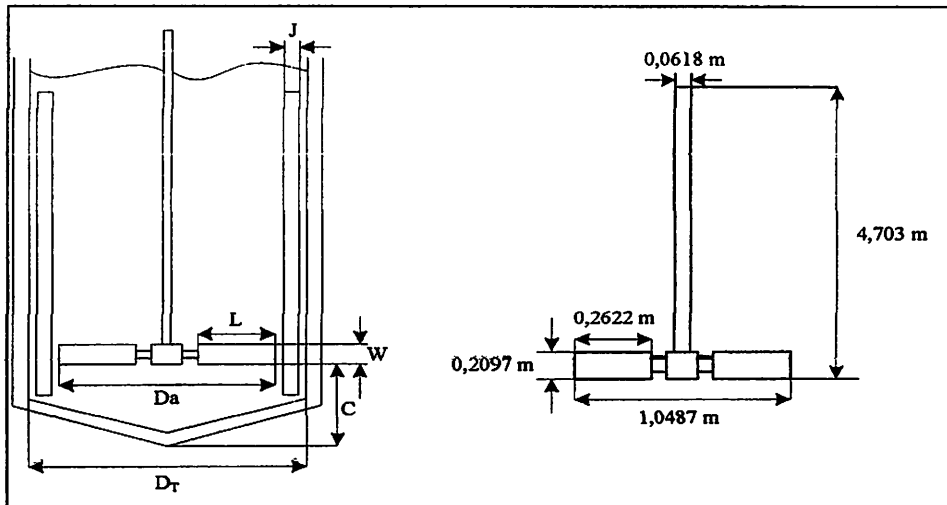
Z_i = jarak impeller dari dasar tangki = 45,8704 in

Jadi panjang poros pengaduk :

$$\begin{aligned} L &= \left| 220,7198 + 10,3219 \right| - 45,8704 \\ &= 185,1713 \text{ in} = 4,703 \text{ m} \end{aligned}$$

Kesimpulan Perancangan pengaduk :

Type	= <i>Flat Six Blade Turbin with disk</i>
Diameter impeller (D _a)	= 1,0487 m
Tinggi Impeller atas tangki (C)	= 1,1651 m
Lebar Impeller (W)	= 0,2097 m
Panjang Impeller (L)	= 0,2622 m
Lebar Baffle (J)	= 0,2913 m
Jumlah pengaduk (n _p)	= 1 buah
Daya (P)	= 80 hp
Panjang Poros (L)	= 4,703 m
Diameter poros (D)	= 0,0871 m



Gambar 6.3. Dimensi pengaduk Reaktor

6.3. Perhitungan Nozzle

A. Perancangan Nozzle bahan masuk reaktor

Nozzle pada tutup atas standard dished

- Nozzle untuk memasukan produk dari Centifuge I
- Nozzle untuk memasukan larutan Asam sulfat-Metanol

Nozzle pada badan silinder

- nozzle untuk manhole
- Nozzle untuk pemasukan steam dalam jaket
- Nozzle untuk pengeluaran kondesat dari jaket

Nozzle pada tutup bawah Conical

- Nozzle untuk pengeluaran produk

Digunakan flange standard type welding neck pada :

- Nozzle untuk memasukan produk dari Centrifuge I
- Nozzle untuk memasukan larutan Asam sulfat-Metanol
- Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle untuk manhole

- Nozzle untuk memasukan steam dalam jaket
- Nozzle untuk pengeluaran kondesat dari jaket

B. Dasar Perhitungan

- **Nozzle untuk memasukan produk dari Centrifuge I**

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	31800,79906	0,7000813	0,94	0,0567
FFA	13623,64132	0,2999187	0,92	1,0567
Jumlah	45424,44038	1	0,934	0,3566

- Bahan Masuk = 45424,44038 Kg/jam
= 100142,7213 lbm/jam

$$\rho \text{ Campuran minyak} = 0,934 \text{ Kg/L} = 58,308 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu \text{ Campuran minyak} = 0,3566 \text{ Kg/m.s} = 2,27\text{E-}02 \text{ lbm/ft.s}$$

- Rate Vofumetriĳ =
$$\frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$$

=
$$\frac{45424,4404 \text{ lbm/jam}}{58,308 \text{ lbm/ft}^3}$$

= 779,0473 ft³/jam = 0,006128 m³/s

- Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 1 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,9403 m/s = 9,6465 ft/s

- Menentukan dimensi Lubang

- a. Luas aliran lubang

$$= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fluida}} = \frac{0,2164 \text{ ft}^3/\text{s}}{9,6465 \text{ ft/s}} = 0,022433 \text{ ft}^2$$

- b. Diameter Pipa = $\sqrt{\frac{0,022433}{3,14 \times 0,25}} = 0,1690 \text{ ft}$

- c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0515 \text{ m} \times 2,9403 \text{ m/s} \times 934 \text{ Kg/m}^3}{3,566\text{E-}01 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 396,7943$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminer* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*.

- d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$Di_{\text{optimum}} = 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 293,0 \times (12,6179)^{0,53} \times (934)^{-0,37}$$

$$= 89,4051 \text{ mm} = 3,5199 \text{ in}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 3,548 in schedule number 40

$$D_i = 3,548 \text{ in} = 0,0901 \text{ m}$$

$$D_o = 4,000 \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$$

$$A = 6,379E-03 \text{ m}^2$$

• Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{2,E-02 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00638 \text{ m}^2} = 3,517 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0901 \text{ m} \times 3,5167 \text{ m/s} \times 934 \text{ Kg/m}^3}{0,3566 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 830,0399$$

Jenis Aliran : Laminer

- Nozzle untuk memasukan larutan H_2SO_4 -Metanol

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Metanol	30653,19298	0,9682635	0,7538	0,000363
H_2SO_4	681,1820661	0,021517	1,829	0,019
Air	323,5298867	0,0102196	0,9832	0,000496
Jumlah	31657,90493	1	0,779	0,001

- Bahan Masuk = 31657,90493 Kg/jam
= 69793,0172 lbm/jam
- ρ Campuran minyak = 0,7793 Kg/L = 48,6487 lbm/ft³
- μ Campuran minyak = 0,0008 Kg/m.s = 5,14E-04 lbm/ft.s

- Rate Volumetrik =
$$\frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$$

$$= \frac{31657,9049 \text{ lbm/jam}}{48,6487 \text{ lbm/ft}^3} = 650,7450 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0051 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1808 \text{ ft}^3/\text{s}$$

- Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 779,3 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,9844 m/s = 9,7912 ft/s

- Menentukan dimensi Lubang

a. Luas aliran lubang

$$= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0,1808 \text{ ft}^3/\text{s}}{9,7912 \text{ ft/s}}$$

$$= 0,0185 \text{ ft}^2$$

b. Diameter Pipa =
$$\sqrt{\frac{0,0185}{0,25 \times 3,14}} = 0,1534 \text{ ft}$$

c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0467 \text{ m} \times 2,9844 \text{ m/s} \times 779,28 \text{ Kg/m}^3}{0,0008 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 142.036,3378$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$D_{i \text{ optimum}} = 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 293,0 \times (8,7939)^{0,53} \times (779,3)^{-0,37}$$

$$= 78,9508 \text{ mm} = 3,1083 \text{ in}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 3,364 in *schedule number* 80

$$D_i = 3,364 \text{ in} = 0,0854 \text{ m}$$

$$D_o = 4,000 \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$$

$$A = 5,735E-03 \text{ m}^2$$

- Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0051 \text{ m}^3/\text{s}}{5,74E-03 \text{ m}^2} = 0,8925 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0854 \text{ m} \times 0,8925 \text{ m/s} \times 779,3 \text{ Kg/m}^3}{7,654\text{E-}04 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 77.648,6593$$

Jenis Aliran : turbulen

- Nozzle untuk pengeluaran produk

- Bahan Masuk = 77.082,345 Kg/jam
- = 169.935,74 lbm/jam

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	31.800,7991	0,4126	0,94	0,0567
FFA	2.724,7283	0,0353	0,92	1,0567
Metil ester	11.446,7068	0,1485	0,87	0,0534
CH ₃ OH	29.401,0929	0,3814	0,7538	0,000363
H ₂ SO ₄	681,1821	0,0088	1,829	0,019
H ₂ O	1.027,8362	0,0133	0,9832	0,000496
Total	77.082,345	1	0,866	0,069

$$\rho \text{ Campuran minyak} = 0,8663 \text{ Kg/L} = 54,0818 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu \text{ Campuran minyak} = 0,0690 \text{ Kg/m.s} = 4,64\text{E-}02 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\bullet \text{ Rate Volumetrik} = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$$

$$= \frac{169.935,7385 \text{ lbm/jam}}{54,0818 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 3.142,1994 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0247 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 866,3 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar $4,2754 \text{ m/s} = 14,0267 \text{ ft/s}$

- Menentukan dimensi Lubang

a. Luas aliran lubang

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0,8728 \text{ ft}^3/\text{s}}{14,0267 \text{ ft/s}} \\ &= 0,0622 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{0,0622}{0,25 \times 3,14}} \\ &= 0,2815 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0878 \text{ m} \times 4,2754 \text{ m/s} \times 866,31 \text{ Kg/m}^3}{0,0690 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 4711,9261 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *tubulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14

(Coulson & Richardson's, 1997) , dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293,0 \times (21,4118)^{0,53} \times (866,3)^{-0,37} \\ &= 121,6675 \text{ mm} = 4,7900 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 4,813 in schedule number 80

$$D_i = 4,813 \text{ in} = 0,1223 \text{ m}$$

$$D_o = 5,563 \text{ in} = 0,1413 \text{ m}$$

$$A = 1,175E-02 \text{ m}^2$$

• Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0247 \text{ m}^3/\text{s}}{1,18E-02 \text{ m}^2} = 2,1035 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,1223 \text{ m} \times 2,1035 \text{ m/s} \times 866,3 \text{ Kg/m}^3}{6,899E-02 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3229,1974 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Laminer

- Nozzle untuk Manhole

Lubang manhole dibuat berdasarkan standart yang ada yaitu = 20 in

Dari Brownel and Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi manhole :

- Ukuran Pipa nominal (NPS) : 20 in
- Diameter luar flange (A) : 27,5 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 1 (11/16) in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) : 23 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 20 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 22 in
- Panjang (L) : 5 (11/16) in
- Diameter dalam Flange (B) : 19,25 in
- Jumlah lubang Baut : 20 buah
- Diameter lubang Baut : 1 (1/8) in
- Keliling lubang baut : 25 in

- Nozzle untuk Steam dan Kondensat

Lubang untuk masukan pendingin dan keluaran air dianggap sama dengan tebal jaket yaitu 0,0051 m sehingga dapat ditentukan Dari Brownell and

Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi nozzle :

- Ukuran Pipa nominal (NPS) : 0,5 in
- Diameter luar flange (A) : 3 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 7/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) : 1 3/8 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 1 3/8 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 0,84 in
- Panjang (L) : 1 7/8 in

- Diameter dalam Flange (B) : 0,62 in
- Jumlah lubang Baut : 4 buah
- Diameter lubang Baut : 5/8 in
- Keliling lubang baut : 2 5/8 in

Dari Brownel and Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi flange dengan type Welding neck dengan dimensi nozzle sbb :

Nozzle A. Nozzle untuk memasukan produk dari Centrifuge I

Nozzle B. Nozzle untuk memasukan larutan H₂SO₄-Metanol

Nozzle C. Nozzle untuk pengeluaran produk

Nozzle D. Nozzle untuk Manhole

Nozzle E. Nozzle untuk pemasukan pendingin dalam jaket

Nozzle F. Nozzle untuk keluaran air dari jaket

Dimensi	Nozzle A	Nozzle B	Nozzle C	Nozzle D	Nozzle E	Nozzle F
	(in)	(in)	(in)	(in)	(in)	(in)
NPS	4	3,5	5	20	0,5	0,5
A.	9	8,5	10	27 1/2	3,5	3,5
T	15/16	15/16	15/16	1 (11/16)	0,4375	0,4375
R	6 3/16	5,5	7 1/3	23	1 3/8	1 3/8
K	4 1/2	4	5.56	20	0,84	0,84
E	5,3125	4 13/16	6 7/16	22	1,1875	1,1875
L	3	2,8125	3 1/2	5 (11/16)	1 7/8	1 7/8
B.	4,03	3,55	5,05	19,25	1	0,62
ΣH	8	8	8	20	4	4
DH	5/8	5/8	3/4	1 (1/8)	0,5	0,5
CH	7 1/2	7	8 1/2	25	2 5/8	2 5/8
W	15	12	19	170	2	#REF!

Dimana :

- NPS = Ukuran pipa nominal (in)
 A. = Diameter luar flange (in)
 T = Ketebalan Flange minimum (in)
 R = Diameter bagian lubang menonjol (in)
 K = Diameter hubungan pada titik pengelasan (in)
 E = Diameter hubungan pada alas (in)
 L = Panjang julukan (in)
 B. = Diameter dalam Flange (in)
 ΣH = Jumlah lubang Baut
 DH = Diameter lubang Baut
 CH = Keliling lubang baut

6.4. Perhitungan dimensi jaket

- Menghitung Volume Pendingin

$$\begin{aligned} \text{Rate Pendingin} &= 7505,3388 \text{ Kg/jam} \\ &= 16546,27 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ Pendingin pada } 27^\circ\text{C} &= 996,52 \text{ Kg/m}^3 \text{ (Perry 7th, 1997)} \\ &= 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{Rate Pendingin}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{16546,27 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} = 265,97 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume pendingin} &= 265,97 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 132,99 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

- Menghitung tekanan design

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{\text{is}})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 14,3778 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\ &= 6,2115 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,696 + 6,2115 - 14,696 = 6,2115 \text{ psig}$$

- Menghitung diameter jaket (d_j)

$$V_{\text{jaket}} = V \text{ di badan silinder} + V \text{ di tutup bawah}$$

$$\begin{aligned}V_{\text{jaket}} &= \frac{\pi}{4} \times L_{\text{is}} \times \left| d_j^2 - d_M^2 \right| + \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| \\ 132,99 &= \frac{\pi}{4} \times 14,3778 \times \left| d_j^2 - 11,50^2 \right| + \frac{\pi}{24} \times \\ &\quad \left| \frac{d_j^3 - 11,50^3}{1,7321} \right| \\ 132,99 &= 11,287 \times \left| d_j^2 - 11,50^2 \right| + 0,0755 \times \\ &\quad \left| \frac{d_j^3 - 11,50^3}{1,7321} \right| \\ 132,99 &= \left| 11,287 d_j^2 - 1492,6470 \right| + \left| 0,0755 d_j^3 - \right. \\ &\quad \left. 114,8786 \right| \\ 132,99 + 1492,6470 + 114,8786 &= 11,2866 d_j^2 + \\ &\quad 0,0755 d_j^3\end{aligned}$$

- Menghitung tinggi tutup bawah (hb_j)

$$hb_j = \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 143,6250 \text{ in}}{1,7321}$$

$$= 41,4598 \text{ in} = 1,0531 \text{ m} = 3,4550 \text{ ft}$$

Dari Brownell tabel 5,4 hal 87 diketahui :

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

maka tinggi tutup bawah jaket

$$hb_j = hb_j + sf$$

$$= 41,4598 + 1,5$$

$$= 42,9598 \text{ in} = 1,0912 \text{ m} = 3,5800 \text{ ft}$$

$$\text{maka tinggi jake} = L_{ts} + hb_j$$

$$= 14,3778 + 3,5800$$

$$= 17,9578 \text{ ft} = 5,4736 \text{ m}$$

Dimensi jaket :

Bahan jaket	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade O type 405</i>
Diameter dalam (di_j)	: 3,6481 m
Diameter luar (do_j)	: 3,6576 m
Tinggi Jaket (T_j)	: 5,4736 m
Tebal jaket (t_j)	: 0,0051 m
Tebal tutup bawah (t_{hb_j})	: 0,0051 m
Tinggi tutup bawah (hb_j)	: 1,0912 m

$$1740,5116 = 11,2866 \, di_j^2 + 0,0755 \, di_j^3$$

$$di_j = 11,9496 \text{ ft} = 143,3946 \text{ in}$$

- Menghitung tebal jaket (t_j)

Dimana $di_j = de = 143,3946 \text{ in}$

$$t_j = \frac{\pi \times de}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi)} + C$$

$$= \frac{6,2115 \times 143,3946}{2 \times (15000 \times 0,8) - (0,6 \times 6,2115)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0996 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \left(\frac{3}{16}\right) = 0,0048 \text{ m}$$

$$do_j = di_j + 2.t_j$$

$$= 143,3946 + 0,3750$$

$$= 143,7696 \text{ in} = 11,9808 \text{ ft} = 3,6518 \text{ m}$$

Standarisasi $do_j = 144 \text{ in} = 3,6576 \text{ m}$

$icr = 8 \frac{3}{4} \text{ in}$ (Brownell and Young, 1959)

$r = 132 \text{ in}$

$$di_j \text{ baru} = do_j - 2.t_j$$

$$= 144 - 0,3750$$

$$= 143,6250 \text{ in} = 11,9688 \text{ ft} = 3,6481 \text{ m}$$

- Menghitung tebal tutup bawah (thb_j)

$$t_{hb_j} = \frac{\pi \times de}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C$$

Dimana $\cos \frac{1}{2} \alpha = 0,5$

$$= \frac{6,2115 \times 143,6250}{2 \times (15000 \times 0,8) - (0,6 \times 6,2115) \times 0,5} + \frac{2}{16}$$

$$= 0,1994 \text{ in} = 0,0051 \text{ m}$$

6.5. Perancangan dimensi gasket, bolting dan flange tangki reaktor

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

Dari perancangan silinder reaktor diketahui data sebagai berikut :

- Tebal silinder (ts) = 0,0048 m
- Diameter dalam Silinder (Di) = 3,4957 m
- Diameter luar Silinder (Do) = 3,5052 m
- Tekanan Internal tangki (Pi) = 5,4255 psig
- Stress yang diijinkan (f) = 18750 lb/in²
- Faktor korosi yang dipakai (C) = 0,0625 m

Flange

Dari Brownel & Young, App D-4 Hal 342, didapatkan :

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310*
- Tensile Strength minimur = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 18750 lb/in²
- Type Flange = Ring flange loose type

Bolting

Dari Brownel & Young, App D-4 Hal 344, didapatkan :

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304*
- Tensile Strength minimur = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 15000 lb/in²

Gasket

Dari Brownel & Young, App D-4 Hal 228, didapatkan :

- Bahan Konstruksi = *Flat metal, jacketed, asbestos filled*
- Gasket faktor = 3,75
- Min design seating stress (y) = 9000 psia

A. Perancangan Gasket

► Perhitungan lebar gasket

Dari Brownel & Young, persamaan 12,2 hal 226 didapatkan :

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

Dimana : d_o = diameter luar gasket

d_i = diameter dalam gasket

y = yield stress (9000 psia) (Brownell, 1959)

p = internal pressure

$$|5,4255 + 14,696| = 20,1215 \text{ psia}$$

m = gasket faktor = 3,75 (Brownell, 1959)

Diketahui d_i gasket = d_o shell = 3,5052 m = 138 in

Sehingga :

$$\frac{d_o}{138} = \sqrt{\frac{9000 - |20,1215 \times 3,75|}{9000 - 20,1215 \times |3,75 + 1|}}$$

$$d_o = 138,1558$$

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{138,1558 - 138}{2}$$

$$= 0,0779 \text{ in} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,2467}{16} = \frac{1}{8} \text{ in}$$

Diambil gasket yang $(n) = 1/8$ in

Diameter rata-rata gasket (G) :

$$\begin{aligned} G &= d_i + n \\ &= 138 + 1/8 \\ &= 138,1250 \text{ in} = 11,5104 \text{ ft} \end{aligned}$$

► Menghitung beban gasket (Wm^2)

Beban gasket supaya tidak bocor (H_y) sesuai rumus persamaan

12,88 hal 240, Brownell & Young adalah

$$Wm_2 = H_y = \pi \times b \times G \times y$$

Dimana :

b = lebar efektif gasket

G = diameter rata-rata gasket : 138,1250 in

y = yield stress = 9000 psia (Brownell, 1959)

Dari Brownell & Young, persamaan 12.11 hal 229 didapatkan :

$b = b_o$ saat $b_o \leq 0,25$ in

$$b = \sqrt{\frac{b_o}{2}} \quad b_o > 0,25 \text{ in}$$

$$\text{Lebar setting bawah gasket} = \frac{n}{2} = \frac{1/8}{2} = \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$b = b_o = 0,0625 \text{ in}$$

Sehingga didapatkan H_y

$$\begin{aligned} Wm_2 &= \pi \times b \times G \times y \\ &= 3,14 \times 0,0625 \times 138,1250 \times 9000 \\ &= 243963,2813 \text{ lb} \end{aligned}$$

► Menghitung beban operasi total pada kondisi kerja (Wm_1)

Dari Brownel & Young, persamaan 12.91, 12,90, dan 12,89 hal 240 didapatkan :

$$Wm_1 = H + Hp$$

□ Beban untuk menjaga sambungan (Hp)

$$\begin{aligned} Hp &= 2 \times \pi \times b \times G \times m \times p \\ &= 2 \times 3,14 \times 0,0625 \times 138,1250 \times 3,75 \\ &\quad \times 20,1215 \\ &= 4090,7463 \text{ lb} \end{aligned}$$

□ Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned} H &= \pi/4 \times G^2 \times p \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\ &= \frac{3,14}{4} \times \left| 138,1250 \right|^2 \times 20,1215 \\ &= 301351,642 \text{ lb} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan total berat beban pada kondisi operasi (Wm_1) sebagai berikut

$$\begin{aligned} Wm_1 &= H + Hp \\ &= \left| 301351,6420 + 20,121452 \right| \text{ lb} \\ &= 301371,7635 \text{ lb} \end{aligned}$$

dapat dilihat $Wm_1 > Wm_2$, sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adalah Wm_1

B. Perancangan Bolting (Baut)

► Perhitungan luas minimum bolting area

Dari Brownel & Young, persamaan 12.92 hal 240 didapatkan :

$$\begin{aligned} f_b &= \text{Allowable stress bolt pada temperatur operasi} \\ &= 15000 \text{ lb/in}^2 \text{ pada suhu } 60 \text{ }^\circ\text{C (140 }^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

(Brownell and Young, 1959)

$$A_{m1} = \frac{W_{m1}}{f_b} = \frac{301371,7635 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} = 20,0915 \text{ in}^2$$

Dari Brownel & Young, persamaan 10.4 hal 188 untuk ukuran baut didapatkan :

$$\text{Ukuran baut} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Root area} = 2,3 \text{ in}$$

$$\text{Bolt spacing minimum (Bs)} = 4 (1/4) \text{ in}$$

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 2 (1/2) \text{ in}$$

$$\text{Edge distange (E)} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Nut dimension} = 3 (1/8) \text{ in}$$

$$\text{Max. Fillet radius} = 1 (1/16) \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{m1}}{\text{Root area}} \\ &= \frac{20,0915 \text{ in}^2}{2,3000 \text{ in}} \\ &= 8,7354 \approx 9 \text{ buah} \end{aligned}$$

► Evaluasi lebar gasket

$$A_b \text{ actual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area}$$

$$A_b \text{ actual} = 9 \times 2,3 \text{ in}$$

$$A_b \text{ actual} = 20,700 \text{ in}$$

- Lebar gasket minimum (W)

$$\begin{aligned}
 W &= A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times G \times y} \\
 &= 20,700 \times \frac{15000}{2 \times 3,14 \times 138,1250 \times 9000} \\
 &= 0,0398 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Disini dapat dilihat bahwa nilai $W <$ lebar gasket yang telah ditentukan (0,0625 in) sehingga lebar gasket telah memadai.

C. Perancangan Flange

- Menghitung diameter luar flange (A)

$$\begin{aligned}
 \text{Flange OD} &= \text{Bolt circle diameter} + 2E \\
 &= C + 2E \qquad \qquad \qquad (\text{Brownell.1959})
 \end{aligned}$$

Dari dimensi baut didapatkan :

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 2 (1/2) \text{ in} = 2,5 \text{ in}$$

$$\text{Edge distange (E)} = 2 \text{ in}$$

- Menentukan bolt circle diameter (C) :

$$C = \text{di gasket} + 2 \left[1,415 \text{ go} + R \right]$$

Dimana :

$$- \text{di gasket} = 138,1250 \text{ in}$$

$$- \text{go} = \text{tebal shell (ts)} = 0,1875 \text{ in}$$

Maka bolthing cicle diameter (C) :

$$\begin{aligned}
 C &= 138,1250 + 2 \left[1,415 \times 0,1875 + 2,5 \right] \\
 &= 143,6556 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Flange OD} = \text{Bolt circle diameter} + 2E$$

$$= 143,6556 + \left[2 \times 2 \right]$$

$$= 147,6556 \text{ in}$$

► Perhitungan moment

Total moment pada kondisi operasi :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12,94 hal 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$\begin{aligned} f_a &= \text{Allowable stress bolt pada temperatur ruangan} \\ &= 15000 \text{ lb/in}^2 \text{ pada suhu } 27^\circ\text{C (80,6}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

(Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} W &= \left| \frac{A m_t + A_b}{2} \right| \times f_a \\ &= \left| \frac{20,0915 + 9,000}{2} \right| \times 15000 \\ &= 218185,8817 \text{ lb} \end{aligned}$$

◦ Jarak Radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle

Dari Brownell & Young, persamaan 12,101 hal 242 :

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{C - G}{2} = \left| \frac{143,6556 - 138,1250}{2} \right| \text{ in} \\ &= 2,7653 \text{ in} \end{aligned}$$

◦ Momen Flange (Ma)

Dari Brownell & Young, persamaan hal 243 :

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ &= 218185,8817 \times 2,7653 \\ &= 603352,1461 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Dalam Kondisi operasi :

$$W = W_{m_1} = 301371,7635 \text{ lb}$$

- Menghitung momen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

Tekanan Hidrostatik pada daerah flange (H_D)

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times P$$

$$\text{Dimana : } B = \text{do shell} = 138 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan operasi} = 20,1215 \text{ psia}$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 \times |138|^2 \times 20,1215 \\ &= 300806,46 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak jari-jari dari bolt circle pada H_D (h_D)

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \left| \frac{143,6556 - 138}{2} \right| = 2,8278 \text{ in}$$

Moment komponen M_D

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 300806,46 \times 2,8278 \\ &= 850624,2563 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Menghitung komponen moment ke M_G

$$M_G = H_G \times h_G$$

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total :

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= Wm_1 - H \\ &= 301371,7635 \text{ lb} - 301351,64 \text{ lb} \\ &= 20,1214523 \text{ lb} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 20,1214523 \text{ lb} \times 2,7653 \text{ in} \\ &= 55,6421 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Menghitung komponen moment ke M_T

Dari Brownell & Young, persamaan hal 244 :

$$M_T = H_T \times h_T$$

Perbedaan antara hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange (H_T)

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 301351,64 - 300806,46 = 545,1860 \text{ lb} \\ h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} = \frac{2,8278 + 2,7653}{2} = 2,7966 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 545,1860 \times 2,7966 \\ &= 1524,6468 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Moment total pada keadaan operasi (M_o)

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 850624,2563 + 55,6421 + 1524,6468 \\ &= 852204,5452 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

► Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, persamaan hal 244 didapatkan

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

Sehingga didapatkan rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_o}{f \times B}} \quad \text{dan} \quad k = A/B$$

Dimana :

$$A = \text{diameter luar flange} \quad 147,6556 \quad \text{in}$$

$$B = \text{diameter luar silinder} \quad 138 \quad \text{in}$$

$$f = \text{stress yang diijinkan untuk bahan flange} = 18750 \text{ lb/in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} k &= A/B \\ &= \frac{147,6556}{138} = 1,0700 \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12,22 hal 238 disimpulkan

$$Y = 33$$

$$M_{\text{mix}} = M_o = 852204,5452 \text{ lb.in}$$

Sehingga tebal Flange :

$$\begin{aligned} t &= \sqrt{\frac{33 \times 852204,5452}{18750 \times 138}} \\ &= 3,2968 \text{ in} = 0,2747 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kesimpulan perancangan :

1. Gasket

- Bahan Konstruksi = *Flat metal, jacketed, asbestos filled*
- Gasket faktor = 3,75
- Min design seating stress (y) = 9000 psia
- Lebar gasket = 1/8 in

2. Bolthing

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 15000 lb/in²
- Ukuran baut = 2 in
- Jumlah baut = 9 buah
- Bolt spacing minimum (Bs) = 4 (1/4) in
- Min. Radial distance (R) = 2 (1/2) in
- Edge distange (E) = 2 in

3. Flange pada tangki

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 18750 lb/in²
- Type Flange = *Ring flange loose type*
- Tebal Flange = 3,2968 in = 0,0837 m

6.6. Perancangan sistem penyangga reaktor

A. Menentukan berat total reaktor

Dari perancangan silinder reaktor diketahui data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*
- Tebal silinder (ts) = 0,0048 m = 0,0156 ft
- Diameter dalam silinder (Di) = 3,4957 m = 11,4686 ft
- Diameter luar silinder (Do) = 3,5052 m = 11,4999 ft
- Tekanan Internal Tangki (Pi) = 5,4255 psig = 17,7998 ft
- Tinggi badan Silinder = 5,0541 m = 16,5815 ft

- Stress yang diijinkan (f) = 18750 lb/in²
- Faktor korosi yang dipakai = 0,0625 in

1. Menentukan berat tangki kosong

Bahan konstruksi yang dipakai untuk membuat reaktor termasuk steel, densitasnya dapat dilihat pada tabel 2-118 (Perry 7th, 1997), yaitu :

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 481 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_s = \frac{\pi}{4} \times D_o^2 - D_i^2 \times H \times \rho \quad (\text{Wallas, 1988})$$

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\pi}{4} \times \left| 11,500 \right|^2 - \left| 11,469 \right|^2 \times 16,581 \times 481 \\ &= 4493,8224 \text{ lb} \\ &= 2038,3529 \text{ Kg} \end{aligned}$$

2. Menentukan berat tutup atas reaktor

Tutup atas berbentuk *standard dished*

$$t_{ha} = 0,2572 \text{ m} = 10,125 \text{ in} = 0,8437 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup dalam atas}} &= 0,0847 \times D_i^3 \\ &= 0,0847 \times \left| 11,4686 \right|^3 \\ &= 127,76692 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup atas luar}} &= 0,0847 \times (D_i + t_{ha})^3 \\ &= 0,0847 \times \left| 11,4686 + 0,8437 \right|^3 \\ &= 158,0916 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{dinding tutup atas}} &= V_{\text{tutup atas luar}} - V_{\text{tutup dalam atas}} \\ &= 158,0916 - 127,7669 \\ &= 30,3247 \text{ ft} \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{tutup atas}} &= V_{\text{dinding tutup atas}} \times \rho_{\text{steel}} \\
 &= 30,3247 \times 481 \\
 &= 14586,189 \text{ lb} \\
 &= 6616,1496 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan berat tutup bawah reaktor

Tutup bawah berbentuk *standard dished*

$$t_{hb} = 0,0048 \text{ m} = 0,1875 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\tan(0,5\alpha) = 1,7321$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tutup dalam bawah}} &= \frac{\pi}{24} \times \frac{D_T^3}{\tan 1/2 \alpha} \\
 &= \frac{3,14}{24} \times \frac{11,4686^3}{1,7321} \\
 &= 113,9411 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tutup bawah luar}} &= \frac{\pi}{24} \times \frac{(D_i + t_{ha})^3}{\tan 1/2 \alpha} \\
 &= \frac{3,14}{24} \times \frac{11,4686 + 0,0156^3}{1,7321} \\
 &= 114,4074 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{dinding tutup bawah}} &= V_{\text{tutup bawah luar}} - V_{\text{tutup dalam bawah}} \\
 &= 114,4074 - 113,9411 \\
 &= 0,4663 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{tutup bawah}} &= V_{\text{dinding tutup bawah}} \times \rho_{\text{steel}} \\
 &= 0,4663 \times 481 \\
 &= 224,3067 \text{ lb} = 101,7433 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

4. Menentukan berat larutan dalam reaktor

$$\begin{aligned} W_{\text{larutan}} &= 38541,1727 \text{ Kg} \\ &= 84967,86924 \text{ lbm} \end{aligned}$$

5. Menentukan berat poros pengaduk

Dari perhitungan dimensi poros pengaduk diperoleh data :

- Panjang poros pengaduk (Lps) = 4,7034 m = 15,431 ft
- Diameter poros pengaduk (Dps) = 0,0871 m = 0,2859 ft

$$\begin{aligned} W_{\text{poros pengaduk}} &= \frac{\pi}{24} \times Dps^2 \times Lps \times \rho \\ &= \frac{\pi}{24} \times \left| 0,2859 \right|^2 \times 15,431 \times 481 \\ &= 79,3635 \text{ lb} \\ &= 35,9985 \text{ Kg} \end{aligned}$$

6. Menentukan Berat Pengaduk

Dari perhitungan dimensi pengaduk diperoleh :

- Diameter Pengaduk (Da) = 1,0487 m = 3,4406 ft
- Panjang pengaduk (L) = 0,2622 m = 0,8601 ft
- Lebar Pengaduk (W) = 0,2097 m = 0,6881 ft
- jumlah blade = 6

$$\begin{aligned} W_{\text{pengaduk}} &= n \times Da \times L \times W \times \rho \\ &= 6 \times 3,4406 \times 0,8601 \times 0,6881 \times 481 \\ &= 5877,1275 \text{ lb} \\ &= 2665,8063 \text{ Kg} \end{aligned}$$

7. Menentukan Berat Jacket

Dari perhitungan dimensi jacket diperoleh :

- Diameter dalam jacket (d_{ij}) = 3,6481 m = 11,9686 ft
- Diameter luar jacket (d_{oj}) = 3,6576 m = 11,9999 ft
- Tinggi jacket (T_j) = 5,4736 m = 17,9578 ft

$$\begin{aligned}
 W_{\text{jaket}} &= \frac{\pi}{4} \times d_{oj}^2 \times d_{ij}^2 \times T_j \times \rho \\
 &= \frac{\pi}{4} \times 12^2 \times 11,969^2 \times 17,958 \times 481 \\
 &= 5078,711 \text{ lb} \\
 &= 2303,6525 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

8. Menghitung berat pendingin

$$\begin{aligned}
 V_{\text{pendingin dalam jacket}} \times \rho_{\text{air}} &= 132,99 \times 1 \\
 &= 132,986 \text{ kg} \\
 &= 293,17902 \text{ lbm}
 \end{aligned}$$

9. Menghitung Berat perlengkapan lainnya (Attacment)

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti Nozzle, flange, baut dan sebagainya dimana dari Brownell & Young 1959, halaman 157 diperoleh :

$$W_a = 18\% \times W_s$$

Dimana :

$$W_a = \text{berat attachment, lb}$$

$$W_s = \text{berat shell reaktor} = 5078,711 \text{ lb}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 W_a &= 18\% \times W_s \\
 &= 18\% \times 5078,711 \\
 &= 914,1680 \text{ lb} \\
 &= 414,6575 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

10. Menghitung berat total reaktor

Bagian	Berat (Kg)
W_s	2038,3529
$W_{\text{tutup atas}}$	6616,1496
$W_{\text{tutup bawah}}$	101,7433
W_{larutan}	38541,1727
$W_{\text{poros pengaduk}}$	35,9985
W_{pengaduk}	2665,8063
$W_{\text{pendingin}}$	132,986
W_a	414,6575
W_{jaket}	2303,6525
W_T	52850,519

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 20% maka berat total beban reaktor adalah :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{total}} &= W_T = \left| 100\% + 20\% \right| \times 52850,519 \text{ Kg} \\
 &= 63420,6231 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

B. Perancangan leg support (penyangga)

Beban tiap kali kompresi dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal 197 adalah

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

Dimana :

P = gaya yang bekerja pada 1 leg

P_w = total beban permukaan karena angin

H = tinggi reaktor dari batas base plate

L = jarak antara vessel dengan base plate

D_{bc} = diameter bolt circle

n = jumlah penyangga

ΣW = berat total reaktor

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg

Reaktor dirancang nantinya akan diletakkan dalam bangunan sehingga tidak dipengaruhi dengan adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol)

Maka berlaku : P_w = 0

Untuk penahan dipilih jenis I-beam yang berjumlah 4 buah sehingga gaya yang bekerja pada 1 leg adalah :

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

$$= \frac{63420,62306}{4} = 15.855,156 \text{ Kg} = 34.954,276 \text{ lb}$$

Untuk mendapatkan ukuran I-beam didasarkan pada ukuran standard pada Appendik G Brownell & Young halaman 355 yaitu :

Trial ukuran I-beam 8" ukuran 8x4 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu), didapatkan :

- Nominal size = 10 in
- Berat = 23 lb
- Area of section (Ay) = 6,71 in²
- Depth of beam (h) = 8 in
- Widht of flange (b) = 4,171 in
- Axis (r) = 3,09 in
- I₁₋₁ = 64,2 in⁴

▷ Menghitung tinggi total reaktor (H)

Jarak antara base plate dengan badan silinder (L) diambil untuk nilai optimumnya, yaitu : 5 ft

$$\text{Tinggi Reaktor} = 21,8290 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga tinggi total reaktor (H)} &= 21,8290 + 5 \\ &= 26,8290 \text{ ft} \end{aligned}$$

▷ Menghitung panjang leg (l)

$$\begin{aligned} l &= 0,5 H + 2,5 \text{ ft} \\ &= 0,5 \left| 26,8290 \right| + 2,5 \\ &= 15,9145 \text{ ft} = 190,9738 \text{ in} \end{aligned}$$

▷ Menentukan bearing capacity (fc)

$$\frac{l}{r} = \frac{190,9738}{3,09} = 61,8038 \text{ in}$$

Karena l/r antara 0-120 maka fc = 15000 psi (Brownell. 1959)

$$\begin{aligned}
 f_{c \text{ aman}} &= f_c - f_{c \text{ eksentrik}} \\
 &= f_c - \frac{p(a+0,5b)}{I_{1-1}/0,5b} \\
 &= 15000 - \frac{34954,2764 \left| 1,5 + 0,5 \times 4,2 \right|}{64,2 / 0,5 \times 4,2} \\
 &= 5527,9132 \text{ psi} = 5527,9132 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

D Luas (A) yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{p}{f_{c \text{ aman}}} = \frac{34954,2764 \text{ lb}}{5527,9132 \text{ lb/in}^2} = 6,3232 < A_y \\
 \% \text{ beda} &= \frac{6,71 - 6,3232}{6,71} \times 100\% \\
 &= 5,7641\%
 \end{aligned}$$

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I-beam = 10 in
- Berat = 23 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik

C. Perancangan base plate

Perencanaan :

Pada hal 163 Hesse, 1945 base plate dibuat dengan toleransi panjang adalah

5% dan toleransi lebar adalah 20%

Material base plate = Beton

Ketahanan bearing base plate terhadap stress (f_c) = 600 lb/in²

Kedalaman beam (h) = 8 in

Lebar flange (b) = 4,171 in

D Menghitung luas penampang base plate (A_{bp})

$$A_{bp} = \frac{P}{f_c}$$

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate, in}^2$$

$$P = \text{beban dari tiap-tiap base plate} = 34954,2764 \text{ lb}$$

$$f_c = \text{stress yang diterima oleh pondasi}$$

$$(\text{bearing capacity yang terbuat dari beton} = 600 \text{ lb/in}^2)$$

(Hesse, 1945)

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{34954,2764 \text{ lb}}{600 \text{ lb/in}^2} \\ &= 58,2571 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

D Menghitung panjang dan lebar base plate

$$A_{bp} = p \times l$$

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate, in}^2 = 58,2571 \text{ in}^2$$

$$p = \text{panjang base plate, in} = 2m + 0,95h \quad (\text{Hesse, 1984})$$

$$l = \text{lebar base plate, in} = 2n + 0,8b \quad (\text{Hesse, 1984})$$

Diasumsikan $m = n$ (Hasse, hal 163)

Maka :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \left| 2m + 0,95h \right| \times \left| 2n + 0,8b \right| \\ 58,2571 &= 2m + \left| 0,95 \quad 8 \right| \times 2n + \left| 0,8 \quad x \quad 4,171 \right| \\ &= \left| 2m + \quad 7,60 \right| \times \left| 2m + \quad 3,337 \right| \\ 58,2571 &= 4m^2 + 21,8736 m + 25,35968 \\ 32,8974 &= 4m^2 + 21,8736 m \\ m &= 1,0143 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang base plate (p)} &= \left| 2 m + 0,95 h \right| \\
 &= \left| 2 \times 1,0143 \right| + \left| 0,95 \times 8 \right| \\
 &= 9,6285 \text{ in} \\
 \text{Lebar base plate (l)} &= \left| 2 n + 0,8 b \right| \\
 &= \left| 2 \times 1,0143 \right| + \left| 0,8 \times 4,171 \right| \\
 &= 5,3653 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena nilai $p > l$, sehingga nilai p dijadikan sebagai acuan supaya

$$A_{bp} \text{ baru} > A_{bp}$$

► Menghitung luas penampang base plate baru (A_{bp} baru)

$$\begin{aligned}
 A_{bp} \text{ baru} &= p \times l \\
 &= 9,6285 \times 5,3653 \\
 &= 51,6599 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

► Menghitung harga m dan n baru

m atau n dipakai adalah m atau n yang memiliki nilai yang terbesar

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang base plate (p)} &= \left| 2 m + 0,95 h \right| \\
 9,6285 &= \left| 2 \times m \right| + \left| 0,95 \times 8 \right| \\
 m &= 1,0143 \text{ in} \\
 \text{Lebar base plate (l)} &= \left| 2 n + 0,8 b \right| \\
 5,3653 &= \left| 2 \times n \right| + \left| 0,8 \times 4,171 \right| \\
 n &= 1,0143 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena nilai $n = m$, sehingga nilai n dijadikan sebagai acuan

D Menghitung stress yang harus ditahan oleh *bearing* (fc')

$$fc' = \frac{P}{A_{bp \text{ baru}}}$$

Dengan :

$$fc' = \text{Bearing capacity, lb/in}^2$$

$$P = \text{beban tiap kolom} = 34954,2764 \text{ lb}$$

$$A = \text{luas base plate} = 51,660 \text{ in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} fc' &= \frac{34954,2764 \text{ lb}}{51,6599 \text{ in}^2} \\ &= 677 \text{ lb/in}^2 = 600 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Karena $fc' = fc$ maka dimensi base plate sudah memenuhi

D Menghitung tebal base plate

Dari Hasse, 1945, halaman 163 didapatkan persamaan :

$$t = \sqrt{0,00015 \times P \times n^2}$$

Dimana :

$$t = \text{tebal base plate, in}$$

$$P = \text{aktual unit pressure yang terjadi pada base plate}$$

$$= fc' = 677 \text{ psi}$$

Tebal base plate :

$$\begin{aligned} t_{hp} &= \sqrt{0,00015 \times 677 \times 1,0143^2} \\ &= 0,3231 \text{ in} \end{aligned}$$

D Menghitung dimensi baut dari base plate

$$\text{Gaya yang bekerja pada 1 leg (P)} = 34954,2764 \text{ lb}$$

$$\text{Jumlah baut pada tiap leg} = 4 \text{ buah}$$

Beban tiap baut :

$$\begin{aligned} P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\ &= \frac{34954,2764}{4} = 8738,5691 \text{ lb} \end{aligned}$$

Bahan Baut : *High alloy steel SA-193 grade B8t type 321*

$$\text{Max. Allowable stress (f)} = 15000 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} A_{\text{baut}} &= \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} \\ &= \frac{8738,5691 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} \\ &= 0,5826 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = 1/4 \times \pi \times d_{\text{baut}}^2$$

$$0,5826 = 1/4 \times 3,14 \times d_{\text{baut}}^2$$

$$d_{\text{baut}} = 0,8615 \text{ in}$$

Standarisasi diameter baut dari Brownell & Young, tabel 10,4 hal 188

diperoleh ukuran baut 1 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

- Ukuran baut = 1 in
- Root area = 0,551 in²
- Bolt spacing minimum (Bs) = 2 1/4 in
- Minimum radial distance (R) = 1 3/8 in
- Edge distange (E) = 1,0625 in
- Nut dimension = 1 5/8 in
- Max. Fillet radius = 0,4375 in

D. Perancangan lug dan gusset

Perencanaan :

Digunakan 2 buah plat horisontal (untuk lug) dan 2 buah plat vertikal (untuk gusset).

Dari Brownell & Young, 1959, hal 344 didapatkan

Tipe = Double Gusset Plate

Bahan = *High alloy steel SA-193 grade B8t type*
321

Max Allowable Stress (f) = 15000 psi

Menghitung tebal horizontal plate (t_{hp})

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 My}{f_{allowable}}}$$

Dimana :

t_{hp} = tebal plate horisontal, in

My = jumlah moment maksimum sepanjang arah radial (in.lb)

$f_{allowable}$ = stress maksimum yang diijinkan = 15000 lb/in²

D Menghitung jumlah moment sepanjang arah radial (My)

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

$$My = \frac{P}{4\pi} \times \left| (1+\mu) \cdot \text{Ln } 2.1 / e\pi + (1 - \partial_1) \right|$$

Dimana :

My = jumlah moment maksimum sepanjang arah radial (in.lb)

P = gaya maksimum yang bekerja pada semua baut di bagian
atas lug = 34954,2764 lb

μ = *Poisson's Ratio* = 0,3 for steel

e = radius = 0,5 Nut Dimension across flats

∂ = Kostanta dari tabel 10.6

l = panjang lug

D Menentukan gusset spacing (b')

Lebar flange (b) = 4,171 in

Diameter baut (d_{baut}) = 1 in

$$\begin{aligned} b' &= b + \left| 2 \times d_{\text{baut}} \right| \\ &= 4,171 + \left| 2 \times 1 \right| \\ &= 5,9210 \text{ in} \end{aligned}$$

D Menentukan panjang lug (l) dengan konstanta ∂_1

Untuk perancangan lug dengan disertai beban maka nilai dari panjang lug adalah :

$l = b_{\text{l-beam}} = \text{lebar flange} = 4,171 \text{ in}$

$$\frac{b'}{l} = \frac{5,9210}{4,171} = 1,4196$$

Dari Brownell & Young, 1959, hal 192 didapatkan :

$$\frac{b'}{l} = \frac{5,9210}{4,171} = 1,4196 \quad \text{D} \quad \partial_1 = 0,1949$$

D Menentukan radius (e)

$e = 0,5 \times \text{Nut Dimension Across Flats}$

$= 0,5 \times 0,625$

$= 0,3125$

Sehingga dapat dihitung :

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{P}{4\pi} \times \left| (1+\mu) \cdot \text{Ln } 2.1 / e\pi + (1 - \partial_1) \right| \\ &= \frac{34954,2764}{12,56} \times 1,3 \times \text{Ln} \frac{2}{0,9813} \times \left| 1 - 0,1949 \right| \\ &= 2577,0069 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Kemudian tebal horizontal plate (t_{hp}) dapat dihitung :

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 My}{f_{allowable}}} = \sqrt{\frac{6 \times 2577,0069}{15000}}$$

$$= 0,5154 \text{ in}$$

Menghitung tebal Gusset (t_g)

Dari Brownell & Young, 1959, persamaan 10,47 hal 194 didapatkan :

$$t_g = \frac{3}{8} \times t_{hp} = \frac{3}{8} \times 0,5154$$

$$= 0,1933 \text{ in}$$

Menghitung tinggi gusset (hg)

$$hg = A + \text{ukuran baut}$$

$$A = \text{lebar lug}$$

$$= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} = |1 + 9| \text{ in} = 9,8750 \text{ in}$$

$$hg = A + \text{ukuran baut}$$

$$= 9,8750 + 1 = 10,4260 \text{ in}$$

Menghitung tinggi lug (h)

$$h = hg + 2.t_{hp}$$

$$= 10,4260 + |2 \times 0,5154| = 11,4568 \text{ in}$$

Kesimpulan perancangan lug dan gusset :

1. Lug

- Lebar = 9,8750 in
- Tebal = 0,5154 in
- Tinggi = 11,4568 in

2. Gusset

- Tebal = 0,193 in
- Tinggi = 10,426 in

6.7 Perancangan pondasi reaktor

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

Dasar perhitungan :

⌘ Beban tiap kolom (W)

$$W = P = 34954,2764 \text{ lb}$$

⌘ Menghitung beban base plate (W_{bp})

$$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$$

Dimana :

- p = panjang base plate = 0,0845 ft
- l = lebar base plate = 0,0845 ft
- t = tebal base plate = 0,0269 ft
- ρ = densitas bahan konstruksi = 481 lb/ft³

(Perry 7th, 1999)

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= 0,0845 \times 0,0845 \times 0,0269 \times 481 \\ &= 0,0925 \text{ lb} \end{aligned}$$

⌘ Menghitung beban penyangga (W_p)

$$W_p = L \times A \times F \times \rho$$

Dimana :

- L = tinggi kolom = 10 in = 0,8333 ft

- A = luas kolom I-beam = $6,3232 \text{ in}^2 = 0,0439 \text{ ft}^2$
- F = faktor koreksi = 3,4
- ρ = densitas dari plate = 481 lb/ft^3

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= 0,8333 \times 0,0439 \times 3,4 \times 481 \\ &= 59,8438 \text{ lb} \end{aligned}$$

4 Menghitung berat total reaktor dan support

$$\begin{aligned} W_T &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 34954,2764 + 0,0925 + 59,8438 \\ &= 35014,2128 \text{ lb} \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap hanya ada gaya vertikal dari berat kolom untuk itu luas yang dibutuhkan untuk menahan beban tersebut dapat diambil :

* Luas pondasi atas = $12 \times 12 \text{ in}$

* Luas pondasi bawah = $20 \times 20 \text{ in}$

* Tinggi = 15 in

* Luas pondasi rata-rata (A) =
$$\frac{\text{Luas pondasi (atas + bawah)}}{2}$$

$$= \frac{|12 \times 12| + |20 \times 20|}{2}$$

$$= 272 \text{ in}^2$$

* Volume pondasi (V) = $A \times T$

$$= 272 \times 15$$

$$= 4080 \text{ in}^3 = 2,3610 \text{ ft}^3$$

* Bahan konstruksi pondasi : semen-batu-pasir (*stanonosand*)

* Densitas : 137 lb/ft^3 (Perry 7th, 1999)

$$\begin{aligned}
 * \text{ Berat Pondasi (W)} &= V \times \rho \\
 &= 2,3610 \times 137 \\
 &= 323,45569 \text{ lbm/jam} \\
 &= 146,71627 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

* Menghitung tekanan tanah

Dari Hesse. 1945, halaman 327 pada tabel 12,2 menyatakan bahwa Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

- Save bearing power minimum = 5 ton/ft²
- Save bearing power maximum = 10 ton/ft²

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned}
 P &= 10 \text{ ton/ft}^2 \\
 &= 22046 \text{ lbm/ft}^2
 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

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

Dimana : W = berat total total - berat pondasi

$$A = \text{luas bawah pondasi} = 272 \text{ in}^2$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{35014,2128 - 323,45569}{272} \\
 &= 127,5395 \text{ lbm/in}^2 \\
 &= 18365,695 \text{ lbm/ft}^2 < 22046 \text{ lbm/ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (12 x 12) in luas atas dan (20 x 20) in luas bawah dengan tinggi pondasi 15 in dapat digunakan.

Spesifikasi Alat Utama I

- Nama alat : Reaktor Esterifikasi I
- Kode : R-130
- Fungsi : Untuk mereaksikan FFA dan metanol membentuk metil ester dan glyserol sesuai dengan konversi reaksi 80 % :
 Reaksi : $\text{FFA} + \text{Methanol} \longrightarrow \text{Metil ester} + \text{air}$
- Type : Reaktor batch berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°
- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*
- Prinsip kerja : Reaktor merupakan tempat terjadinya reaksi antara bahan baku menjadi produk. Reaktor yang digunakan pada pabrik ini adalah reaktor jenis mixed flow yang memiliki pengaduk dan jaket pemanas. Bahan baku masuk berupa FFA yang kemudian direaksikan dengan metanol pada suhu 60°C selama 30 menit. Reaksinya bersifat eksotermis sehingga membutuhkan air pendingin.

Kesimpulan dimensi Reaktor :

1. Bagian Silinder

- Diameter Luar Silinder (Do) = 3,5052 m
- Diameter Dalam Silinder (Di) = 3,4957 m
- Tinggi Silinder (Ls) = 5,0541 m
- Tebal Silinder (ts) = 0,0048 m
- Tebal tutup atas (tha) = 0,2572 m
- Tebal tutup bawah (thb) = 0,0048 m
- Tinggi tutup atas (ha) = 0,5522 m
- Tinggi tutup bawah (hb) = 1,0472 m

- Tinggi Reaktor (H) = 6,6535 m

2. Bagian Pengaduk

- Tipe = *Flat Six Blade Turbin with Disk*
- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA-240 grade*
M type 316
- Diameter Impeller (Da) = 1,0487 m
- Tinggi Impeller di atas tangki (C) = 1,1651 m
- Lebar Impeller (W) = 0,2097 m
- Panjang Impeller (L) = 0,2622 m
- Lebar Baffle (J) = 0,2913 m
- Jumlah Pengaduk (np) = 1 buah
- Daya (P) = 80 hp
- Panjang Poros (L) = 4,7034 m
- Diameter Poros (D) = 0,0871 m

3. Nozzle

a. Nozzle untuk memasukkan produk dari Reaktor Centrifuge II

- Diameter dalam (di) = 0,0901 m
- Diameter luar (do) = 0,1016 m
- Schedule = 40
- Luas (A) = 6,379E-03 m²
- Jenis Aliran = Laminer

b. Nozzle untuk memasukkan larutan Metanol-H₂SO₄

- Diameter dalam (di) = 0,0854 m
- Diameter luar (do) = 0,1016 m
- Schedule = 80
- Luas (A) = 5,735E-03 m²
- Jenis Aliran = Turbulen

c. Menentukan dimensi Lubang

- Diameter dalam (di) = 0,1223 m
- Diameter luar (do) = 0,1413 m
- Schedule = 80
- Luas (A) = 1,175E-02 m²
- Jenis Aliran = Turbulen

d. Nozzle untuk manhole

- Diameter dalam (di) = 0,5080 m
- Diameter luar (do) = 0,6985 m

e. Nozzle untuk pemasukan pendingin pada jaket

- Diameter dalam (di) = 0,0127 m
- Diameter luar (do) = 0,0889 m

f. Nozzle untuk pengeluaran air dari jaket

- Diameter dalam (di) = 0,0127 m
- Diameter luar (do) = 0,0889 m

4. Jaket Pemanas

- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA-240*
Grade O type 405
- Tebal Silinder (ts) = 0,0048 m
- Diameter Dalam Silinder (Di) = 3,6481 m
- Diameter Luar Silinder (Do) = 3,6576 m
- Tekanan Internal Tangki (Pi) = 6,2115 psig
- Stress yang Dijinkan (f) = 15000 lbm/in²
- Faktor Korosi yang Dipakai (C) = 0,0625 m

5. Flange

- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA-167 Grade 10*
Type 310

- Tensile Strength Minimum = 75000 psia
- Allowable Stress (f) = 18750 lbm/in²
- Type Flange = *Ring flange loose type*
- Flange = 0,0837 m

6. Bolting

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade
B8 Type 304*
- Tensile Strength Minimum = 75000 psia
- Allowable Stress (f) = 15000 lbm/in²
- Ukuran Baut = 2 in
- Jumlah Baut = 9 buah
- Bolt Spacing Minimum (Bs) = 4 (1/4) in
- Min. Radial Distance (R) = 2 (1/2) in
- Edge Distange (E) = 2 in

7. Gasket

- Bahan Konstruksi = *Flat metal, Jacketed, Asbestos
Filled*
- Gasket Faktor = 3,75
- Min. Design Seating Stress (γ) = 9000 psia
- Lebar Gasket = 1/8 in

8. Penyangga

- Jenis = I-beam
- Ukuran = 10x4,625 in
- Nominal Size = 10 in
- Berat = 23,0 lb
- Area of Section (Ay) = 6,7 in²
- Depth of Beam = 8 in

- Width of Beam (b) = 4 in
- Axis (r) = 4,17 in
- I_{1-1} = 3,09 in
- Tinggi Penyangga = 190,9738 in
- Jumlah penyangga = 4 buah

9. Base Plate

- Panjang Base Plate (p) = 9,6285 in
- Lebar Base Plate (l) = 5,3653 in
- Luas penampang (Abp) = 51,6599 in²
- Tebal (tbp) = 0,3231 in
- Ukuran Baut = 7/8 in
- Root Area = 0,5510 in
- Bolt Spacing Minimum (Bs) = 2 1/4 in
- Minimum Radial Distance (R) = 1 3/8 in
- Edge Distange (E) = 1,0625 in
- Nut Dimention = 1 5/8 in
- Max. Fillet Radius = 0,4375 in

10. Lug dan Gusset

a. Lug

- Lebar = 9,8750 in
- Tebal = 0,5154 in
- Tinggi = 11,4568 in

b. Gusset

- Tebal = 0,1933 in
- Tinggi = 10,426 in

11. Pondasi

- Luas Pondasi Atas = 12 x 12 in
- Luas Pondasi Bawah = 20 x 20 in
- Tinggi = 15 in
- Bahan Konstruksi Pondasi = *semen-batu-pasir (Stanonosand)*

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Dalam suatu pabrik atau perusahaan, kelancaran sistem kerja peralatan proses yang sesuai dengan rancangan adalah suatu hal yang sangat penting. Namun karena pada prakteknya tidak pernah ada keadaan yang ideal, maka hal itu sulit dicapai. Oleh karena itu, banyak terjadi kecelakaan yang ditimbulkan oleh mesin maupun oleh manusia di tempat kerja.

Instrumentasi dan keselamatan kerja adalah dua faktor yang penting dalam suatu industri guna meningkatkan kualitas dan kuantitas produk. Instrumentasi digunakan untuk mengontrol jalannya suatu proses agar dapat dikendalikan sesuai kondisi yang diinginkan. Sedangkan keselamatan kerja juga harus diperhatikan karena dapat menimbulkan keamanan dan kenyamanan dari pekerja, sehingga secara tidak langsung meningkatkan gairah pekerja dalam bekerja dan dapat menunjang lancarnya proses produksi di suatu perusahaan.

Dengan pertimbangan tersebut, maka perlu ada bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan juga keselamatan para pekerja di suatu perusahaan.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang penting dalam pengendalian proses suatu pabrik industri. Dengan adanya instrumentasi yang memadai, maka bagian-bagian penting dari suatu pabrik pasti memerlukan pengendalian operasi/proses. Pengendalian operasi/proses meliputi keseluruhan unit pabrik

maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar-benar diperlukan secara cermat dan akurat. Pengetahuan akan pemilihan alat-alat pengendalian proses ini penting karena menyangkut harga peralatan itu sendiri yang cukup mahal.

Umumnya instrumentasi dibagi berdasarkan proses kerjanya meliputi :

1. Proses Manual

Untuk proses manual, peralatan yang digunakan hanya terdiri atas instrumentasi penunjuk dan pencatat saja.

2. Proses Otomatis

Sedangkan untuk pengaturan secara otomatis, peralatan instrumentasi dihubungkan dengan suatu alat kontrol. Tahapan proses tersebut antara lain :

a. Sensing element / Primary elemen.

Merupakan elemen yang dapat mendeteksi adanya dari variabel yang diukur.

b. Elemen pengukur

Merupakan element yang menerima keluaran dari elemen primer dan melakukan pengukuran. Yang termasuk dalam elemen pengukur adalah alat-alat penunjuk / indikator dan alat-alat pencatat.

c. Elemen pengontrol

Merupakan elemen yang menunjukkan harga perubahan dari variabel yang dirasakan oleh elemen sensor dan diukur oleh elemen pengukur untuk mengatur sumber tenaga yang sesuai dengan perubahan. Tenaga yang diatur dapat berupa tenaga mekanis, elektris, maupun pneumatis.

d. Elemen proses sendiri

Merupakan elemen yang mengubah input ke dalam proses, sehingga variabel yang diukur tetap berada pada range yang diinginkan.

Pada pra rencana pabrik ini, instrumentasi yang digunakan adalah alat kontrol manual dan alat kontrol otomatis. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis maupun ekonomis. Tujuan penggunaan instrumentasi ini diharapkan akan tercapai hal-hal berikut ini :

- Menjaga variabel proses pada batas operasi aman
- Kualitas produksi lebih terjamin
- Memudahkan pengoperasian suatu alat
- Kondisi berbahaya dapat diketahui lebih awal dengan menggunakan alarm peringatan.
- Efisiensi kerja akan lebih meningkat.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam instrumentasi yaitu :

- Jenis instrumentasi
- Range yang diperlukan untuk pengukuran
- Ketelitian yang dibutuhkan
- Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses
- Faktor ekonomi

Dengan adanya instrumentasi ini, diharapkan semua proses akan dapat berjalan dengan lancar sesuai dengan apa yang diharapkan.

Pada pra rencana pabrik biodiesel dari nyamplung ini dipasang beberapa alat kontrol sebagai berikut :

1. Ratio Flow Controller (RFC)

Alat ini dipasang pada tangki degumming, reaktor esterifikasi I, reaktor esterifikasi II dan reaktor transesterifikasi I dan II. Alat ini berfungsi untuk mengendalikan perbandingan bahan masuk dalam aliran proses agar sesuai dengan jumlah yang ditentukan.

2. Level Indicator (LI)

Alat ini berfungsi untuk mengetahui ketinggian fluida yang ada dalam tangki agar tidak melebihi batas yang telah ditentukan, dan mengetahui masih ada tidaknya ketersediaan bahan dalam tangki.

3. Temperatur Controller (TC)

Alat ini dipasang pada peralatan yang perlu penjagaan suhu agar beroperasi pada temperatur konstan. Alat ini dipasang pada reaktor.

4. Flow Controller (FC)

Alat ini dipasang pada evaporator, untuk mengendalikan laju alir fluida sehingga aliran yang masuk ke peralatan proses tetap konstan.

5. Pressure Controller (PC)

Alat ini dipasang pada evaporator agar tekanan yang ada di dalam alat ini berada pada titik pointnya.

Secara keseluruhan, instrumentasi peralatan pabrik Biodiesel dari biji nyamplung dapat dilihat pada tabel

Tabel 7.1. Instrumentasi peralatan pabrik

No	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrumentasi
1.	Tangki degumming	M-110	FC, LI
2.	Reaktor esterifikasi I	R-120	FC, TC, LI
3.	Reaktor esterifikasi II	R-130	FC, TC, LI
4.	Reaktor transesterifikasi I	R-140	FC, TC, LI
5.	Evaporator I & II	V 150, V160	PC, TC, LI
6.	Pompa	L-113, L-114, L-124, L-126, L-132, L-134, L-141, L-152, L-162, L-172A, L172B, L-183, L-184, L-185, L-186	FC
7.	Tangki pencucian	M-170	LI
8.	Destilasi	D-190	TC, PC, LI
9.	Heater	E-112, E-121, E-135, E-147	TC
10.	Cooler	E-154, E-171, E-191	TC
11.	Condensor	E-151, E-161, E-192	TC, PC
12.	Mixer	M-122, M-131, M-143	LI
13.	Storage Biodiesel	F-176	LI
14.	Storage CH ₃ OH	F-193	LI

7.2. Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawan, juga menyangkut lingkungan dan masyarakat di sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawan dalam bekerja, sehingga kontinuitas dan keefektifan kerja dapat terjamin.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah sebagai berikut :

a. Latar belakang pekerja

Merupakan sifat atau karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya yang dapat mempengaruhi pekerja dalam melakukan pekerjaannya, sehingga dapat menyebabkan kelalaian pekerja.

b. Kelalaian pekerja

Adanya sikap gugup, tegang, mengabaikan keselamatan, dan lain-lain, akan menyebabkan pekerja akan melakukan tindakan yang tak aman.

c. Tindakan yang tidak aman dan bahaya mekanis atau fisik

Tindakan yang tidak aman dari pekerja, seperti berdiri di bawah beban tersuspensi, menjalankan mesin tanpa pelindung, atau bahaya mekanis, seperti gear yang tidak dilindungi, penerangan yang tidak cukup dan sebagainya.

d. Lingkungan fisik

Meliputi mesin, peralatan dan lingkungan kerja. Kecelakaan dapat disebabkan oleh kesalahan perencanaan, aus, kerusakan alat, kesalahan pembelian, kesalahan dalam penyusunan atau peletakan dari peralatan dan lain-lain.

e. Sistem manajemen pabrik

Sistem manajemen ini merupakan faktor penting karena menjadi pengatur kedua unsur di atas. Kesalahan sistem manajemen dapat menyebabkan kecelakaan kerja, antara lain :

- Prosedur kerja yang tidak diterapkan dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi pabrik.
- Tidak adanya inspeksi peralatan.
- Tidak adanya sistem penanggulangan terhadap bahaya kecelakaan.

Bahaya-bahaya tersebut dapat terjadi pada pabrik, sehingga harus diperhatikan cara untuk mengatasinya. Adapun cara untuk mengatasinya adalah sebagai berikut :

1. Keselamatan konstruksi

- Konstruksi bangunan, peralatan produksi, baik langsung maupun tak langsung harus cukup kuat serta pemilihan bahan konstruksinya harus tepat.
- Pada tempat-tempat berbahaya harus diberi peringatan yang jelas.
- Jarak antara peralatan, mesin-mesin serta alat proses harus diperhatikan.
-

2. Bahaya yang disebabkan oleh adanya api, listrik dan kebakaran.
 - Tangki bahan bakar nyamplungnya harus cukup jauh dari tempat yang dapat menyebabkan kebakaran.
 - Untuk mencegah dan mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, maka digunakan isolasi-isolasi panas, isolasi listrik dan pada tempat bertekanan tinggi harus diberi penghalau atau pagar.
3. Memberikan penjelasan-penjelasan mengenai bahaya-bahaya yang dapat terjadi dan memberikan cara pencegahannya.
4. Memasang tanda-tanda bahaya, seperti alarm peringatan, jika terjadi bahaya.
5. Penyediaan alat-alat pencegahan kebakaran, baik akibat listrik maupun api.
6. Ventilasi

Ruang kerja harus mendapatkan ventilasi yang cukup, sehingga pekerja dapat leluasa untuk dapat menghirup udara segar, yang berarti ikut serta menjamin kesehatan dan keselamatan kerja.
7. Tangki-tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki-tangki yang bertekanan tinggi. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

 - Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain.
 - Pemasangan alat-alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu pressure control, level control dan temperatur control.

8. Reaktor

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain-lain.
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi karena reaksi bersifat eksotermis.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu pressure control, level control dan temperatur control.

9. Perpipaan

- Jalur proses yang terletak diatas permukaan tanah lebih baik daripada diletakkan dibawah tanah, karena dapat menyebabkan timbulnya bahaya akibat kebocoran dan sulit untuk mengetahui letak kebocoran.
- Pengaturan dari perpipaan dan valve penting untuk mengamankan operasi. Jika terjadi kebocoran pada check valve sebaiknya diatasi dengan pemasangan block valve disamping check valve tersebut.
- Sebelum pipa-pipa dipasang, sebaiknya dilakukan tes hidrostatis yang bertujuan untuk mencegah terjadinya stress yang berlebihan pada bagian-bagian tertentu atau pada bagian fondasi.

10. Karyawan

Para karyawan terutama operator perlu diberi bimbingan atau pengarahan agar karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan.

11. Listrik

Pada pengoperasian peralatan listrik perlu dipasang peralatan pengaman berupa pemutus arus, jika sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat (konsleting) yang dapat menyebabkan kebakaran. Juga perlu diadakan pemeriksaan adanya kabel yang terkelupas, yang dapat membahayakan pekerja jika tersentuh kabel tersebut.

12. Pencegahan dan penanggulangan kebakaran.

- Bangunan seperti work shop, laboratorium dan kantor hendaknya diletakkan berjauhan dengan unit operasi.
- Antara unit yang satu dengan unit yang lain hendaknya dipisahkan sehingga dapat menghambat jalannya api ketika terjadi kebakaran.
- Pengamanan bila terjadi kebakaran harus dilengkapi dengan baju tahan api dan alat-alat bantu pernafasan.
- Larangan merokok di lingkungan pabrik, kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan.
- Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat yang panas.
- Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau.

7.2.1. Pengamanan Alat

Untuk menghindari kerusakan alat, seperti peledakan atau kebakaran maka pada alat tertentu perlu dipasang suatu pengaman, seperti safety valve, isolasi dan pemadam kebakaran.

7.2.2. Keselamatan Kerja Karyawan

Pada karyawan, terutama operator, perlu diberikan pengarahan agar karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwanya maupun jiwa orang lain. Alat pelindung yang diperlukan pada pra rencana pabrik dapat terlihat pada tabel berikut ini :

Tabel 7.2. Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Sodium alginate

No.	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Storage, bagian proses, laboratorium
2.	Helm pengaman	Bagian proses, gudang, utilitas, storage
3.	Sepatu karet	Bagian proses, utilitas
4.	Sarung tangan	Gudang, bagian proses, laboratorium
5.	Isolasi panas	Reaktor, heater, pipa, utilitas
6.	Pemadam kebakaran	Gudang, bagian proses, storage, utilitas

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel ini, antara lain :

- Air yang berfungsi sebagai air pendingin (*cooling water*), air umpan boiler, air sanitasi.
- Steam yang berfungsi sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi menjalankan alat-alat produksi, utilitas, dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi empat unit, antara lain :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

Proses Pengolahan Air

Pada pengolahan air pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel dari biji nyamplung ini dilakukan sebagai berikut :

- Air yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik Metil Metakrilat ini merupakan air kawasan , air sungai Kalimas dan air sungai Bengawan Solo. Dimana air tersebut sudah bersih sehingga dapat langsung dipompa ke unit-unit yang memerlukan air.
- Untuk air sebagai umpan boiler, sebelumnya harus dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-220A) dan anion exchanger (D-220B) untuk menghilangkan kesadahnya. Kemudian ditampung dalam bak air lunak (F-223). Kemudian air dialirkan dengan pompa (L-224) ke deaerator (D-225) untuk menghilangkan gas-gas impurities dalam air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam. Setelah itu dialirkan ke boiler (Q-227).
- Sedangkan sebagian air lain yang digunakan sebagai air pendingin dalam proses produksi dipompakan ke dalam bak air pendingin (F-232). Air pendingin yang keluar dari peralatan masuk kedalam cooling tower (P-230) untuk mendinginkan air tersebut agar dapat digunakan kembali sebagai air pendingin.
- Sedangkan air yang digunakan sebagai air sanitasi dipompakan ke bak klorinasi (F-240) dan diberi desinfektan (Cl_2) yang selanjutnya dialirkan.

8.1. Unit Penyediaan Air

8.1.1. Air Pendingin

Pabrik biodiesel dari biji nyamplung ini menggunakan air sebagai media pendinginnya. Adapun alasan penggunaan air sebagai media pendingin sebagai berikut :

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

Sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung :

- Hardness, yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- Besi menyebabkan korosi
- Silika menyebabkan kerak
- Minyak menyebabkan menurunnya efisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Air berfungsi sebagai pendingin pada alat perpindahan panas dengan kebutuhan seperti pada tabel di bawah ini :

Tabel 8.1. Data kebutuhan air pendingin pabrik biodiesel dari biji nyamplung.

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Reaktor Esterifikasi I	7.505,3388
2.	Reaktor Esterifikasi II	522,9367
3.	Reaktor Transesterifikasi	257990,131
4.	Cooler I	8.833,8461
5.	Kondensor I	34.394,5163
6.	Cooler II	5.922,83
7.	Cooler III	2.587,2969
8.	Kondensor II	55.476,6349
9.	Cooler IV	6.667,57
10.	Kondensor III	259.535,556
11.	Cooler V	35.330,86
Jumlah		675.381,6870

Direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplai adalah 10 % berlebih, maka kebutuhan air pendingin :

$$= 1,1 \times 675.381,6870$$

$$= 742.919,8557 \text{ kg/jam}$$

Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka setelah didinginkan pada cooling tower air digunakan lagi sebanyak 80 %, sehingga kebutuhan air untuk pendingin yang harus dipenuhi sebanyak :

$$= 20 \% \times 742.919,8557$$

$$= 148.583,9711 \text{ kg/jam}$$

8.1.2. Air Umpan Boiler

Dari *Perry's* edisi 6, hal 976 didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm

- Silika	= 60 – 100 ppm
- Besi	= 0,1 ppm
- Tembaga	= 0,5 ppm
- Oksigen	= 0,007 ppm
- Kesadahan	= 0
- Kekeruhan	= 175 ppm
- Minyak	= 7 ppm
- Residu fosfat	= 140 ppm

Selain itu 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 mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan sebagai air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui :

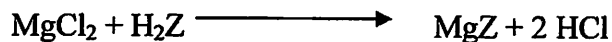
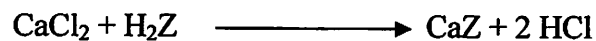
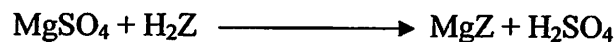
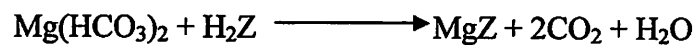
- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

Proses pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger dan anion exchanger.

Spesifikasi Resin yang digunakan adalah

- Company : Dow Chemycal Company
- Hidrogen exchanger (H₂Z) dengan merck : Amberlite Amberlyst
- Catalog number : 21,653,4
- Grade : IR-120(plus)
- Total exchange capacity : 1,9 meq/ml
- Ukuran : 100-500 mesh

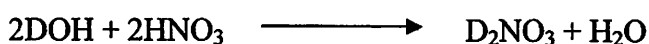
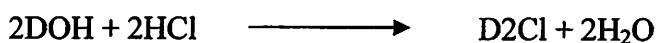
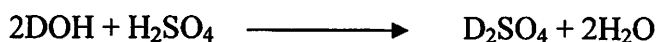
Pada proses ini untuk menghilangkan ion-ion positif yang menyebabkan kesadahan dalam air, misalnya Mg²⁺, Ca²⁺, Dengan reaksi sebagai berikut :



Sedangkan spesifikasi untuk Deacidite (DOH) yang digunakan dalam anion exchanger adalah :

- Company : Dow Chemycal Company
- Hidrogen exchanger (H₂Z) dengan merck : Amberlite Amberlyst
- Catalog number : 21,656-9
- Grade : IRA-410
- Total exchange capacity : 2 meq/ml
- Ukuran : 100-500 mesh

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan ion-ion positif yang menyebabkan kesadahan dalam air, misalnya Cl^- , NO_3^- , SO_4^{2-} Dengan reaksi sebagai berikut :



Kuantitas steam yang diperlukan dalam proses perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat. Menurut perhitungan dari bab-bab sebelumnya, kebutuhan steam adalah sebagai berikut :

Tabel 8.2. Data kebutuhan steam untuk pra rencana pabrik biodiesel

No.	Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Mixer I	80,95190813
2.	Evaporator I	9.543,4037
3.	Evaporator II	9.699,5652
4.	Tangki penetralan	5.615,3576
5.	Destilasi	22.534,9525
Jumlah		47.473,8304

Dan direncanakan banyaknya air umpan boiler disediakan dengan excess 25 % sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10 %, sedangkan faktor keamanan sebesar 15 % sehingga kebutuhan air umpan boiler sebesar 59.342,29 Kg/jam dengan make up air pemanas (steam) sebesar 20 % = 11.868, 4576 kg/jam. Dan kebutuhan total air untuk umpan boiler sebesar 20.289,64506 kg/jam

8.1.3. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, dan kebutuhan air lainnya. Air sanitasi yang dibutuhkan sebesar 6.300,63 Kg/jam. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas sebagai berikut :

a. Syarat Fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Tidak berwarna
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- pH netral
- Tidak berbusa

b. Syarat kimia

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

c. Syarat mikrobiologis

Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen.

Adapun kebutuhan air untuk sanitasi di pabrik biodiesel biji nyamplung ini dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 8.3. Kebutuhan air sanitasi

No.	Keperluan	Kebutuhan (Kg/jam)
1.	Karyawan	1.750,1750
2.	Laboratorium dan taman	875,0875
3.	Pemadam kebakaran dan cadangan	3.675,3675
Jumlah		6.300,6300

8.2. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik disuplai dari PLN dan sebagai cadangan digunakan generator. Kebutuhan listrik pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel digunakan untuk :

- o Keperluan proses
- o Keperluan utilitas
- o Keperluan penerangan seluruh area pabrik

Dari Appendik D, didapatkan daya listrik yang dibutuhkan untuk Pra Rencana Pabrik Biodiesel adalah sebesar 634,93 KWH yang meliputi :

- Proses : 1161,4744 kWH
- Penerangan : 238,075 kWH

Kebutuhan listrik tersebut dipenuhi oleh PLN dan pabrik ini memiliki dua buah generator yang berkapasitas 1400 kVa dan 250 kVa untuk memenuhi keadan listrik tertentu.

8.3. Unit penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar merupakan bahan padat, cair maupun gas yang dapat bereaksi dengan oksigen secara eksotermal. Bahan bakar yang dipakai dalam Pra Rencana Pabrik Biodiesel adalah biodiesel yang merupakan produk utama pabrik ini.

BAB IX

Lokasi dan Tata Letak Perusahaan

9.1. Lokasi Pabrik

Lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik biodiesel ini adalah Gresik, hal ini dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu bahan baku, pemasaran, faktor utilitas (air, listrik, dan bahan bakar), keadaan geografis dan iklim, tenaga kerja, transportasi dan faktor-faktor lainnya.

9.1.1. Faktor Bahan Baku

Faktor bahan baku merupakan salah satu faktor utama dalam pemilihan lokasi pabrik, karena akan menentukan tingkat keekonomisan dari perusahaan dan kapasitas dari bahan baku tersebut mempengaruhi lancar atau tidaknya produksi. Bahan baku berupa biji nyamplung akan diambil dari pulau Madura (110.000 ton per tahun), Banyuwangi (30.000 ton per tahun), Banjarmasin (25.000 ton per tahun), Cilacap (10.000 ton per tahun), Kebumen (2.500 ton per tahun), Palangkaraya (15.000 ton per tahun), Makassar (15.000 ton per tahun).

Kebutuhan bahan baku tersebut cukup mudah diperoleh, karena kota Gresik memiliki dua pelabuhan dan banyak jalan besar (apalagi kota Gresik juga dilalui jalan tol Surabaya - Lamongan) sehingga untuk penyaluran bahan baku lewat air dan darat cukup lancar.

Namun jika ditilik dari jumlahnya, maka masih belum dapat memenuhi jumlah untuk memproduksi biodiesel secara maksimal. Oleh karena itu untuk rencana jangka panjang, akan dilakukan penanaman pohon nyamplung di sepanjang pesisir utara pulau Jawa dan Madura serta pesisir pantai di dekat Banjarmasin. Karena pohon nyamplung juga dapat membantu melindungi pantai dari abrasi.

9.1.2. Faktor Pemasaran

Pemasaran juga menjadi salah satu faktor pertimbangan pendirian pabrik ini. Kota Gresik dipilih karena dekat dengan kota Surabaya (daerah kawasan Rungkut Industri dan Brebek) sebagai tempat pemasaran dan dekat dengan Cepu (terutama dengan Pertamina Cepu). Jarak Gresik dari Surabaya dapat ditempuh dalam jangka 1 jam lewat jalur darat. Sedangkan jalur darat Gresik-Cepu jika melewati jalur Pantura dapat ditempuh dalam jangka waktu kurang lebih 3-4 jam. Selain itu, kota Gresik juga memiliki dua pelabuhan, sehingga

untuk pengiriman produksi lewat laut dapat dilakukan. Oleh karena itu pemilihan lokasi ini cukup strategis.

9.1.3. Faktor Utilitas

Kota Gresik sebagai kota industri juga memiliki banyak hal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik. Ditunjang dengan akan didirikannya pembangkit listrik milik Petrokimia Gresik, maka untuk kebutuhan listrik pabrik dapat dipenuhi.

Hanya saja untuk kebutuhan air, kurang dapat terpenuhi. Namun hal ini bisa ditanggulangi dengan mengambil air dari air kawasan, Kali Mas dan Bengawan Solo. Karena debit air yang dibutuhkan masih berada di bawah batas air yang boleh diambil dari sungai.

9.1.4. Faktor Penunjang

Kota Gresik memiliki cukup banyak jalan besar, hal ini karena kota Gresik dari awal memang didesain sebagai kota industri, sehingga banyak truk besar yang dapat melalui jalan-jalan di kota Gresik. Selain itu, untuk akses ke kota Surabaya dan Lamongan juga cukup mudah, karena Gresik dilalui oleh jalan tol, sehingga juga turut mempermudah transportasi pabrik.

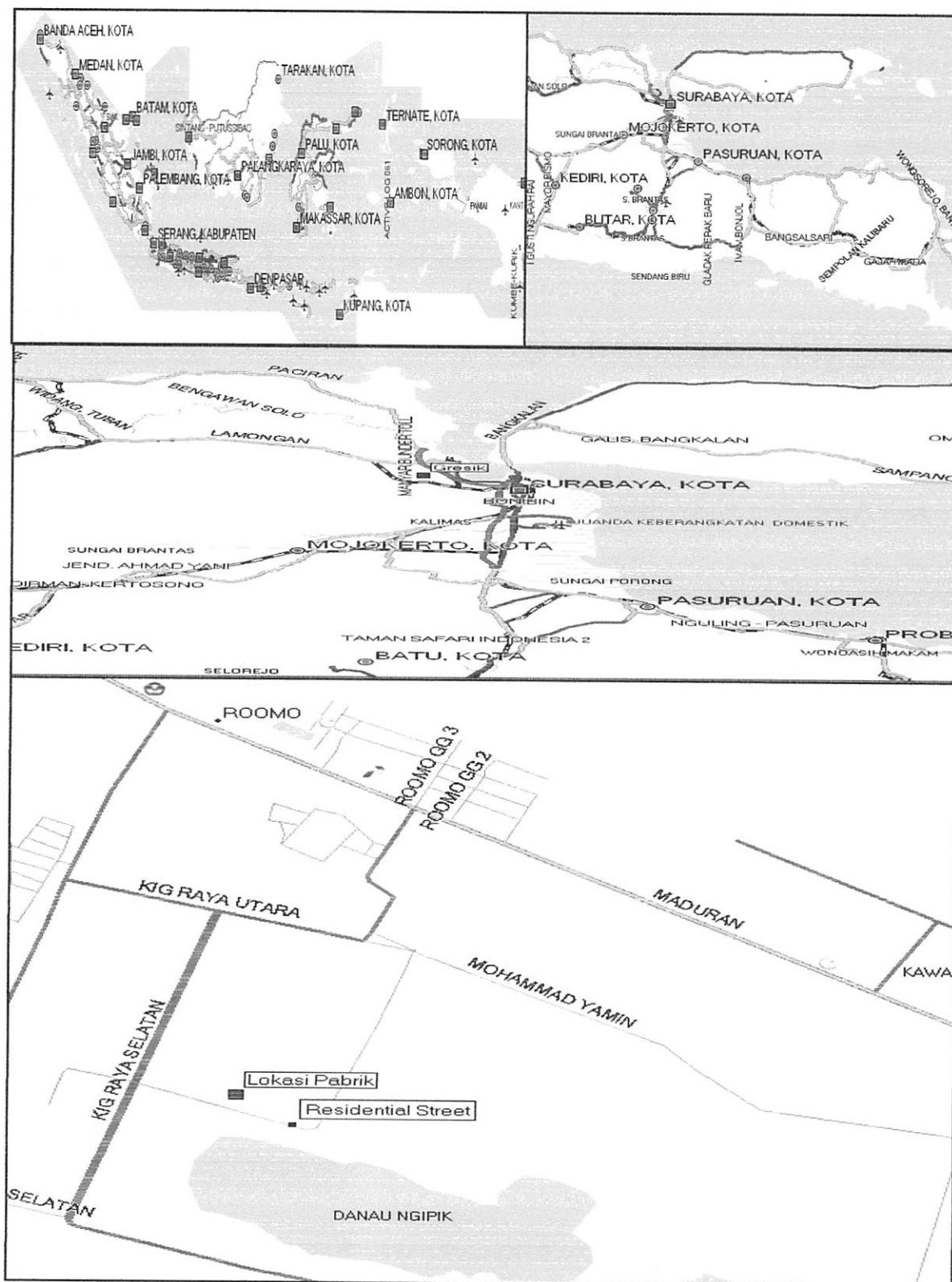
Untuk telekomunikasi juga tersedia cukup baik. Sinyal telepon seluler dan jaringan telepon juga tersedia dengan cukup baik. Dan jarang terjadi masalah.

Kota Gresik memiliki dua pelabuhan, salah satunya adalah pelabuhan milik PT. Petrokimia Gresik, sehingga untuk pendistribusian melalui jalur air tidak menemui hambatan. Sehingga hal ini menjadi nilai tambah bagi kota Gresik.

9.1.5. Kondisi Lain yang Terkait

Gresik terletak di daerah pantai, sehingga udaranya cukup panas. Jadi pemerintah mengeluarkan peraturan bahwa setiap pabrik atau industri harus melakukan penghijauan juga. Namun tidak ada permasalahan untuk ijin mendirikan pabrik dan tentang undang-undang mengenai pabrik di kota Gresik. Karena kota Gresik dekat dengan kota Surabaya, sehingga untuk penyediaan tenaga kerja yang berkualitas bukanlah hambatan.

Dari analisis- analisis awal tersebut dapat dilihat jika lokasi pabrik di kota Gresik sangat mendukung pendirian pabrik biodiesel dari biji nyamplung ini.



Gambar 9.1. Lokasi Pabrik di kota Gresik

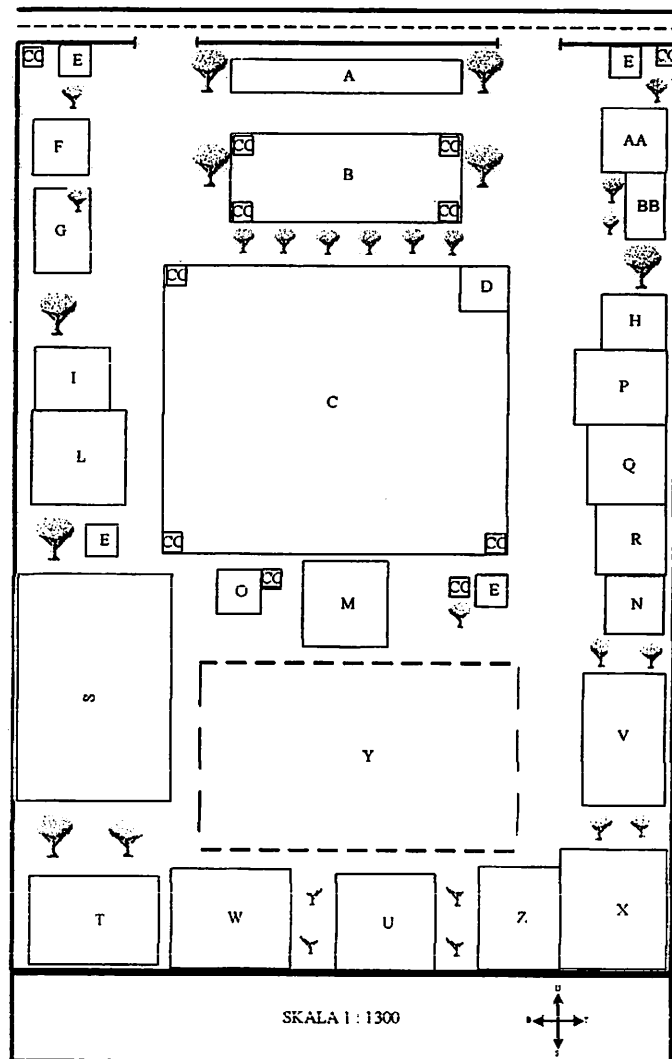
9.2. Tata Letak Pabrik

Pembuatan tata letak pabrik merupakan suatu hal penting, karena merupakan faktor penentuan apakah proses suatu pabrik dapat berjalan dengan lancar atau tidak.

Penentuan tata letak pabrik bertujuan untuk:

- Meminimasi backtracking
- Meminimasi penundaan pekerjaan atas material
- Meminimasi penanganan material
- Mempertahankan/meningkatkan fleksibilitas baik dari segi variasi rancangan produk maupun jumlah yang dapat diproduksi
- Termanfaatkannya tenaga kerja dan ruang secara efektif
- Meningkatnya semangat moral karyawan dalam bekerja
- Memberikan kemudahan perawatan fasilitas dan kebersihan.

Skema tata letak pabrik biodiesel ini dapat dilihat pada gambar 6.1.



Gambar 9.1. Skema Tata Letak Pabrik Biodiesel dari Biji Nyamplung

Keterangan :

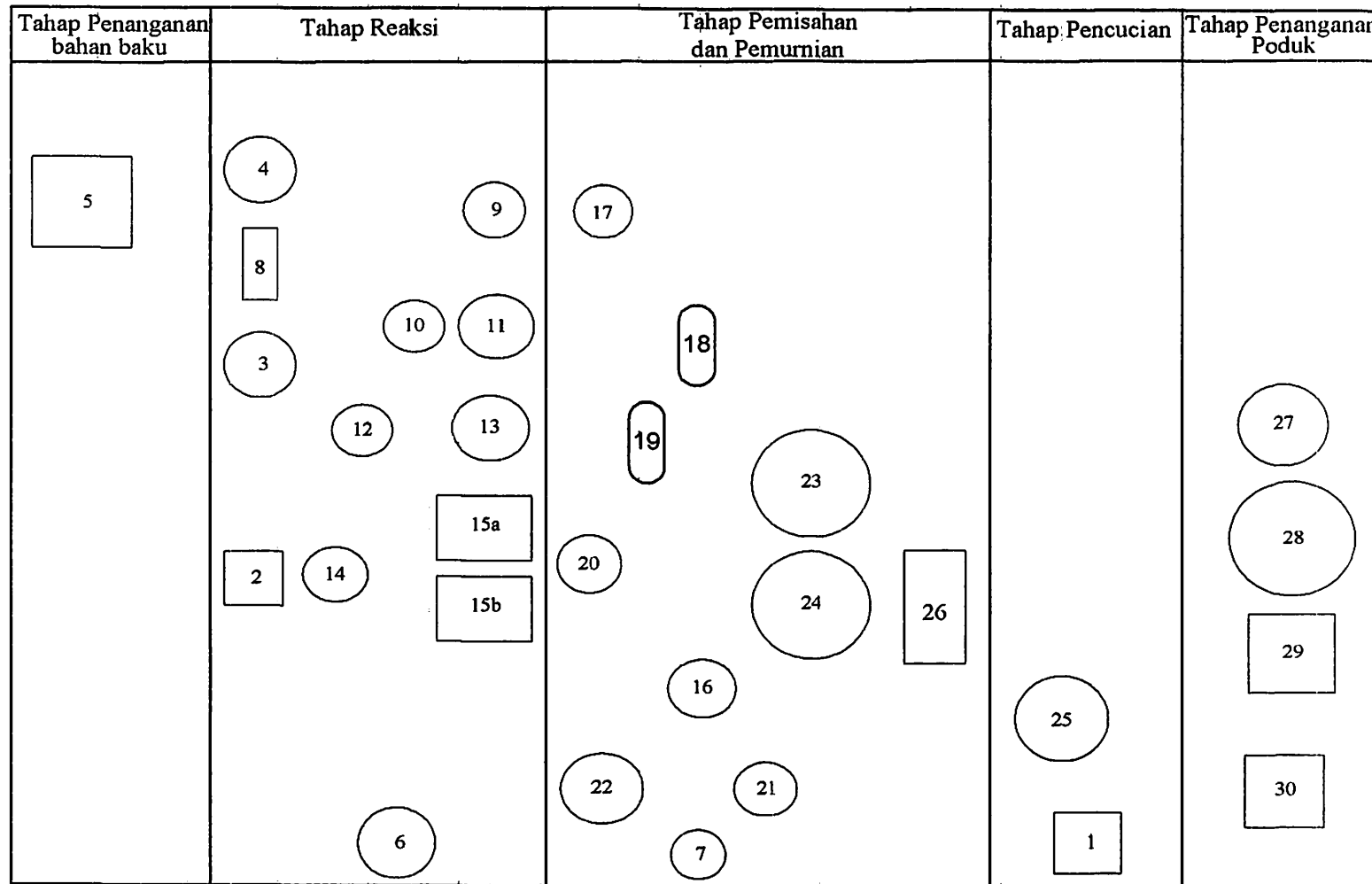
A. : Taman	N. : Storage Ca(OH) ₂
B. : Gedung Utama, meliputi : -Aula -Ruang Direksi -Laboratorium -Poliklinik -Ruang Administrasi.	O. : Pemadam Kebakaran P. : Storage Biodiesel Q. : Storage Gliserol R. : Storage Cake Magnesol S. : Utilitas T. : Boiler U. : Pengolahan Limbah V. : Tempat Penampungan Ampas Biji Nyamplung W. : Power Plant X. : Transportasi Y. : Rencana Perluasan pabrik Z. : Bengkel AA. : Mushola BB. : Kantin
C. : Ruang Proses	
D. : Ruang Kontrol	
E. : Pos Satpam	
F. : Parkir Tamu	
G. : Parkir Karyawan	
H. : Storage Magnesol	
I. : Storage KOH	
L. : Storage Biji Nyamplung	
M. : Storage Metanol	

9.3. Tata Letak Peralatan

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak peralatan dari pabrik Biodiesel dari biji nyamplung ini, adalah :

- h) Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya dengan tujuan untuk memudahkan pemeriksaan, pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan.
- i) Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
- j) Diusahakan agar dapat menimbulkan susunan kerja yang menyenangkan.

Tata letak dari peralatan yang ada di Pabrik Biodiesel dapat dilihat pada gambar 9.2.



Gambar 9.2. Tata Letak Peralatan Pabrik Biodiesel dari Biji Nyamplung

Keterangan :

- | | |
|---|-------------------------------|
| 1. Storage Magnesol | 16. Netralizer |
| 2. Storage KOH | 17. Centrifuge I |
| 3. Storage H ₂ SO ₄ | 18. Dekanter I |
| 4. Storage H ₃ PO ₄ | 19. Dekanter II |
| 5. Storage Biji Nyamplung | 20. Centrifuge II |
| 6. Storage Metanol | 21. Centrifuge III |
| 7. Storage Ca(OH) ₂ | 22. Destilasi |
| 8. Screw Press | 23. Evaporator II |
| 9. Mixer I (Tangki Degumming) | 24. Evaporator I |
| 10. Mixer II | 25. Tangli Pencucian |
| 11. Reaktor Esterifikasi I | 26. Filter Press |
| 12. Mixer III | 27. Storage Gliserol |
| 13. Reaktor Esterifikasi II | 28. Storage Biodiesel |
| 14. Mixer IV | 29. Storage Cake |
| 15a/b. Reaktor Transesterifikasi | 30. Storage CaSO ₄ |

9.4. Perkiraan Luas Pabrik

Perkiraan luas pabrik Biodiesel dari Biji Jarak Pagar dapat dilihat secara rinci pada tabel 9.2.

Tabel 9.2. Perkiraan Perincian Luas Daerah Pabrik (m²)

No.	Daerah	Banyaknya	Ukuran	Luas (m ²)
1	Taman, Halaman, Jalan	-	-	600
2	Gedung Utama	1	75 x 50	3750
3	Ruang Proses	1	200 x 100	20000
4	Pos Satpam	4	4 x 4	64
5	Parkir Tamu	1	10 x 15	150
6	Parkir Karyawan	1	50 x 30	1500
7	Storage Biji Nyamplung	1	18 x 9	162
8	Storage KOH	1	7 x 5	35
9	Storage Magnesol	1	7 x 5	35
10	Pemadam Kebakaran	1	15 x 10	150
11	Utilitas	1	100 x 50	5000
12	Boiler	1	20 x 20	400
13	Pengolahan Limbah	1	25 x 25	625
14	Pembuangan Ampas	1	15 x 15	225
15	Power Plant	1	10 x 20	200
16	Storage Metil Ester (Biodiesel)	1	11x11	121
17	Storage Cake	1	14x11	154
18	Storage Gliserol	1	9 x 9	81
19	Transportasi	1	50 x 40	2000
20	Bengkel	1	30 x 15	450
21	Kantin	1	7 x 8	56
22	Mushola	1	10x10	100
23	Storage CaSO ₄	1	9x7	63
24	Storage Ca(OH) ₂	1	11x8	88
25	Storage Metanol	1	10x10	100
26	Toilet	11	6x6	396
27	Rencana Perluasan Pabrik	1	75 x 100	7500
Total				44005

BAB X

SUSUNAN ORGANISASI PERUSAHAAN

Dalam menciptakan suatu pengolahan perusahaan agar mencapai sasaran secara efektif dan hasil produksi yang besar, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai pelaksanaannya.

Elemen dasar itu terdiri dari :

- Manusia (Man)
- Uang (Money)
- Bahan (material)
- Mesin (machine)
- Metode (method)
- Pasar (market)

Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama untuk menjalankan suatu perusahaan dalam mencapai tujuan secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan.

10.1. Dasar Perusahaan

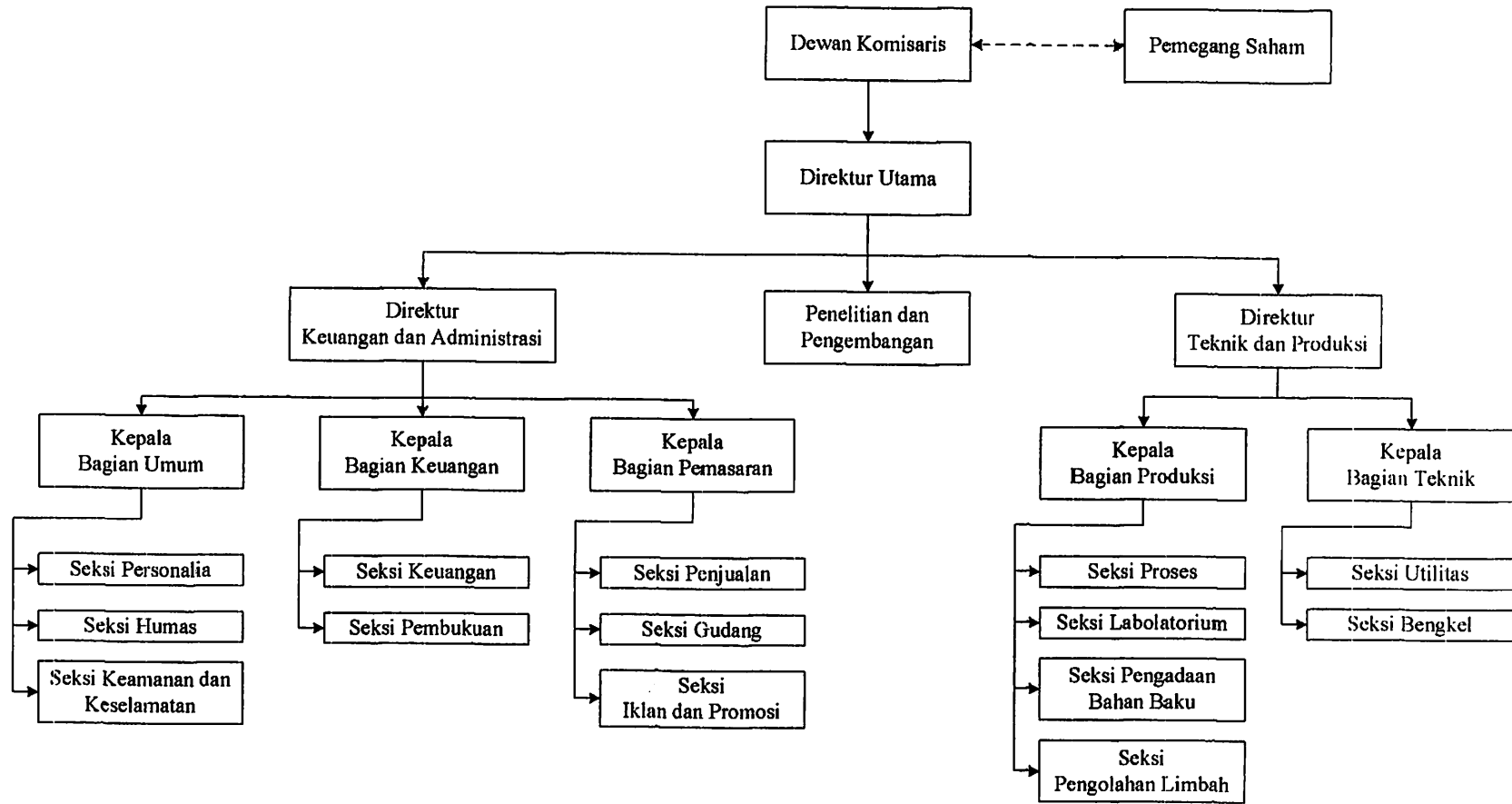
Direncanakan bentuk perusahaan pabrik Biodiesel dari Biji Nyamplung adalah Perseroan Terbatas (PT) Terbuka. Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham
- Mudah mendapatkan modal dari penjualan saham selain dari pinjaman bank.
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu menyangkut perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Kelangsungan hidup perusahaan telah terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya seseorang pemegang saham.

10.2. Sistem Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan berkembang sesuai dengan kemampuan perusahaan digunakan sistem organisasi garis dan staf. Alasan pemakaian sistem ini adalah :

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus-menerus dan berproduksi secara massal.
- Pengambilan keputusan yang lebih sehat dan mudah dapat diambil karena adanya staf ahli
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja lebih baik.
- Anggota dewan komisaris merupakan wakil pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan nasehat dan saran kepada direktur.



Gambar 10.1. Bagan Struktur Organisasi

10.3. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab

10.3.1. Pemegang saham

Adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membelu sahan perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik pabrik dengan batasan sesuai dengan jumlah saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi dan pemegang saham tidak dipertanggung jawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutan perusahaan.

Pemegang saham harus menanam saham paling sedikit satu tahun. Kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham. Dan merekalah yang memilih direktur dan dewan komisaris dalam rapat umum pemegang saham (RUPS) serta menentukan gaji Direktur tersebut.

10.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diperhentikan setiap waktu oleh/dalam RUPS apabila bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Dewan kommisaris dipilih dalam RUPS dari kalangan-kalangan pemegan saham mayoritas.

Tugas dewan komisaris :

- Mengawasi Direktur utama tidak merugikan perusahaan.
- Menetapkan kebijakan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/ pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.
- Memberikan masukan pada direktur bila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

10.3.3. Direktur Utama

Direktur utama adala pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab pada dewan komisaris dan memawahi :

- Direktur Teknik Produksi
- Direktur keuangan dan administrasi

Tugas dan wewenang :

- Bertanggung jawab kepada dewan komisaris
- Menetapkan kebijakan peraturan dan tata tertip baik keluar maupun kedalam perusahaan.
- Mengkoordinasi kerja sama antara Direktur Teknik dan Produksi dengan Direktur Keuangan dan administrasi.
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan.
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan.

10.3.4. Penelitian dan pengembangan (LITBANG)

Litbang merupakan staf direktur yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi.

Tugas dan wewenang litbang adalah :

- Pengawasan produksi
- Pengawasan peralatan pabrik
- Perbaikan dan pemeliharaan alat produksi dan utilitas
- Perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi

10.3.5. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal :

- Proses Produksi yang berjalan dengan baik
- Mengontrol dan mengawasi kelancaran proses produksi
- Perbaikan dan pemeliharaan alat produksi dan alat utilitas
- Perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi.

10.3.6. Direktur Keuangan dan Administrasi

Direktur keuangan dan Administrasi bertanggung jawab kepada Direktur utama dalam hal ;

- Biaya-biaya produksi
- Laba rugi perusahaan
- Neraca keuangan
- Administrasi perusahaan

10.3.7. Kepala Bagian (Manajer)

Tugas dan wewenang kepala bagian :

- Membantu direktur teknik dan produksi atau direktur keuangan dan administrasi dalam melaksanakan aktivitas pada bagian masing-masing
- Memberikan pengawasan dan pengarahan terhadap seksi-seksi dibawahnya,
- Menyusun laporan dan hasil oleh bagian masing-masing
- Bertanggung jawab atas kerja bawahannya.

Kepala bagian terdiri dari ;

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur Teknik dan Direktur Produksi mutu dan kelancaran produksi dan membawahi ;

Seksi Proses :

- Mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadi serta realisasi rencana.
- Bertanggung jawab atas jalannya masing-masing proses
- Mengatur jadwal pembelian bahan baku, pengiriman serta tanggung jawab atas penyediaan bahan baku dan bahan pembantu dalam pabrik.

Seksi Laboratorium ;

- bertanggung jawab atas analisa awal dan akhir.
- Bertanggung jawab atas standart mutu

Seksi Penyediaan bahan baku

Bertanggung jawab atas tersedianya bahan baku yang cukup untuk proses

Seksi Pengolahan limbah

- bertanggung jawab atas pengolahan cake dan ampas dari hasil proses.
- Bertanggung jawab atas limbah yang akan dibuang

b. Kepala Bagian Teknik

- Mengatur dan mengawasi segala masalah yang berhubungan dengan peralatan teknis, proses dan utilitas.
- Bertanggung jawab kepada Direktur teknik dan Produksi

Kepala bagian ini membawahi :

Seksi Utilitas

- bertugas mengawasi dan mengatur pelaksanaan penyediaan air pendingin, steamn, bahan bakar dan listrik.
- Bertanggung jawab atas peralatas misalnya boiler.

Seksi Bengkel

- melaksanakan pemeliharaan gedung
- mengadakan perbaikan terhadap peralatan-peralatan yang mengalami kerusakan.

c. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur teknik, produksi, keuangan dan administrasi dalam bidang personalia, Humas, keamanan, dan keselamatan perusahaan.

Kepala bagian ini membawahi :

Seksi Personalia

- bertugas untuk penerimaan dan pemberhentian karyawan
- mengadakan pendidikan dan pelatihan kerja bagi karyawan
- penempatan karyawan
- Kesejahteraan karyawan

Seksi Keamanan dan Keselamatan :

- Menjaga dan memelihara keamanan daerah sekitar pabrik
- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan di lingkungan pabrik terutama yang bukan karyawan

Seksi Humas

- betugas mengadakan komunikasi dengan pabrik lain dalam kelangsungan perusahaan
- mengatasi persoalan yang ada di luar area perusahaan
- mengadakan kerja sama dengan pihak lain

d. Kepala Bagian Keuangan

Betanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Administrasi dalam bidang keuangan, serta membawahi :

Seksi Pembukuan :

Bertugas membukukan segala transaksi keuangan, yang terjadi di Perusahaan.

Seksi Keuangan :

- mengadakan perhitungan uang perusahaan
- mengamankan keuangan perusahaan
- merencanakan keuangan dimasa yang akan datang
- membayar gaji karyawan

e. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan Dan Administrasi dalam bidang pemasaran dan membawahi

Seksi Penjualan :

Bertanggung jawab mengenai masalah-masalah yang berguna untuk mencari pemasaran yang seluas-luasnya dengan memperoleh keuntungan yang sebesar-besarnya.

Seksi Gudang :

Bertugas mengatur dan mengatur keluar masuknya produksi dan gudang

Seksi iklan dan promosi

Bertugas mengenalkan produk dan mencari pelanggan baru untuk memperluas pemasaran

10.4. Jadwal Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down*. Sesuai dengan peraturan pemerintah dalam jumlah jam kerja untuk karyawan adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian yaitu :

1. Jam kerja tetap (non shift)
2. jam kerja bergilir (shift)

Pembagian jam kerja tersebut didasarkan pada status dan bidang kerja karyawan. Karyawan dengan jam kerja tetap adalah karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya direktur kepala kantor/pabrik. Kepala pabrik, kepala seksi dan kaeyawan kantor administrasi dan seksi dibawah tanggung jawab non-teknik atau yang bekerja dipabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu.

Sedangkan karyawan dengan jam kerja bergilir atau tidak tetap adalah karyawan yang secara langsung menanganin operasi pabrik, misalnya : kepala shift, operator, karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja.

1. Pembagian kerja karyawan dengan jam kerja tetap

Senin – Kamis

Pagi : 08.00 – 12.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Siang : 13.00 – 16.00

Jum'at

Pagi : 08.00 – 11.30 (istirahat 11.30 – 13.00)

Siang : 13.00 – 16.00

Sabtu

Setengah hari : 08.00 – 13.00

2. Pembagian kerja karyawan dengan jam kerja bergilir

Dibagi menjadi 3 giliran (shift) kerja :

Shift I (pagi) : 08.00 – 16.00

Shift II (siang) : 16.00 – 24.00

Shift III (malam) : 24.00 – 06.00

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan ja kerja secara begilir, maka karyawan dibagi menjadi 4 grup, yaitu A, B, C, dan D. Dengan 4 grup kerja dan 3 grup giliran kerja (shift) maka 1 grup kerja merupakan grup pengganti (cadangan). Adapun pengganti shift dari keempat grup tersebut dapat dilihat pada tabel 10.1 berikut :

Hari	1	2	3	4	5	6	7	8
Regu A	P	S	M	L	P	S	M	L
Regu B	S	M	L	P	S	M	L	P
Regu C	M	L	P	S	M	L	P	S
Regu D	L	P	S	M	L	P	S	M

Keterangan :

P = Pagi

S = Siang

M = Malam

L = Libur

10.5. Jaminan Sosial

Selain mendapatkan gaji tiap bulan, para karyawan juga menerima tunjangan atau jaminan sosial yang lain yang diberikan oleh perusahaan, sehingga kesejahteraan akan lebih terjamin dan diharapkan akan bekerja lebih giat.

1. Tunjangan Tahunan

Dalam setahun sekali karyawan akan mendapatkan tunjangan sebesar satu bulan gaji.

2. Incentive atau Bonus

Bonus akan diberikan pada keuntungan di akhir tahun yang mana jumlah bonus tergantung pada jabatan atau golongan.

3. Perumahan

Perumahan diberikan terutama bagi karyawan yang menduduki jabatan penting, mulai dari direksi sampai kepala seksi.

4. Kesehatan

Untuk keperluan ini perusahaan menyediakan poliklinik yaitu untuk pengobatan karyawan yang menderita sakit bagi kecelakaan kerja dan biayanya ditanggung oleh perusahaan.

5. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas dan perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.7. Status Karyawan dan Status Upah

Pada pabrik ini, sistem upah berbeda – beda tergantung pada status karyawan dan tingkat pendidikan serta besar kecilnya kedudukan tanggung jawab dan keahliannya. Menurut statusnya karyawan pabrik dapat dibagi menjadi golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan membagi gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

2. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan berdasarkan nota persetujuan direksi atas pengajuan kepada yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik apabila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan suatu pekerjaan.

10.8. Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja

- Golongan A dengan gaji perbulan Rp. 10.000.000,-
Meliputi : Direktur Utama
- Golongan B dengan gaji perbulan Rp. 8.000.000,-
Meliputi : Direktur Teknik dan produksi, keuangan dan administrasi
- Golongan C dengan gaji perbulan Rp. 4.000.000,-
Meliputi : Staf Litbang
- Golongan D dengan gaji perbulan Rp. 5.000.000,-
Meliputi : Kepala harian
- Golongan E dengan gaji perbulan Rp. 1.000.000,- dan Rp. 4.000.000,-
Meliputi : Kepala seksi dan Sekretaris
- Golongan F dengan gaji perbulan Rp. 1.000.000 sampai 2.500.000,-
Meliputi : Karyawan dan Kepala seksi keamanan
- Golongan G dengan gaji perbulan Rp. 900.000 – 1.000.000
Meliputi : Sopir dan kebersihan

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Biodiesel Dari Biji Nyamplung adalah sebagai berikut :

- Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
- Lama pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- Titik impas (*Break Event Point*)

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

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

11.1. Faktor-faktor Penentu

11.1.1. Modal Investasi Total (*Total Capital Investment = TCI*)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi, terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

a. Biaya langsung (*Direct cost*), meliputi :

- Pembelian alat
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Perpipaan terpasang
- Listrik terpasang
- Tanah dan bangunan
- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan

b. Biaya tak langsung (*Indirect cost*)

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja terdiri dari :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga :

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$$

11.1.2. Biaya produksi (*Total Production Cost = TPC*)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. Biaya produksi terdiri dari :

a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*), terdiri dari :

- Biaya produksi langsung
- Biaya produksi tetap
- Biaya *overhead* pabrik

b. Biaya umum (*General Expenses*), terdiri dari :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang
- Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = Vc*)

Biaya variable yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung. Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

11.2. Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam Pra Rencana Pabrik Biodiesel dari Biji Nyamplung ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Peter & Timmerhause serta Gael. D. Ulrich.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2012 digunakan persamaan berikut :

$$C_X = \frac{I_X}{I_K} \times C_K \dots\dots\dots(1)$$

$$V_A = V_B \times \left(\frac{\text{Kapasitas alat A}}{\text{Kapasitas alat B}} \right)^{0,6} \dots\dots\dots(2)$$

Dimana :

C_X = Taksiran harga alat pada tahun 2012

C_K = Taksiran harga alat pada tahun basis

I_X = Indeks harga pada tahun 2012

I_K = Indeks harga pada tahun basis

V_A = Harga alat dengan kapasitas A

V_B = Harga alat dengan kapasitas B

0,6 = Harga eksponen alat tertentu (Peter & Timmerhause, 167)

11.3. Penentuan *Total Capital Investment (TCI)*

A. Biaya Langsung (TPDC)

1	Harga peralatan		E	=	Rp.	36.929.419.251,63
2	Pemasangan Alat	35%	E	=	Rp.	12.925.296.738,07
3	Instrument dan alat kontrol	20%	E	=	Rp.	7.385.883.850,33
4	Perpipaan terpasang	60%	E	=	Rp.	22.157.651.550,98
5	Listrik terpasang	15%	E	=	Rp.	5.539.412.887,74
7	Tanah dan bangunan			=	Rp.	107.640.000.000,00
8	Fasilitas & workshop	50%	E	=	Rp.	18.464.709.625,81
9	Perluasan bangunan	10%	E	=	Rp.	3.692.941.925,16
	- Total Modal Langsung (TPDC)			=	Rp.	214.735.315.829,72

B. Biaya Tak Langsung (TPIC)

10	Engineering dan Supervisi	12,5%	TPDC	=	Rp.	26.841.914.478,71
11	Konstruksi	41%	TPDC	=	Rp.	88.041.479.490,18
	- Total Modal Tak Langsung (TPIC)			=	Rp.	114.883.393.968,90

C. Total Plant Cost (TPC)

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{TPDC} + \text{TPIC} \\
 &= 214.735.315.829,72 + 114.883.393.968,90 \\
 &= \text{Rp. } 329.618.709.798,62
 \end{aligned}$$

D. Fixed Capital Investment (FCI)

1	Biaya Kontraktor	10%	TPC	=	Rp.	32.961.870.979,86
2	Biaya Tak Terduga	10%	TPC	=	Rp.	32.961.870.979,86
	Total FCI = TPC + 1+ 2				Rp.	395.542.451.758,3

E. Working Capital (WC)

$$\begin{aligned}
 \text{WC} &= 15\% \times \text{FCI} \\
 &= 15\% \times \text{Rp. } 395.542.451.758,34 \\
 &= \text{Rp. } 59.331.367.763,75
 \end{aligned}$$

F. Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{TPC} + \text{WC} \\
 &= \text{Rp. } 329.618.709.798,62 + \text{Rp. } 59.331.367.763,75 \\
 &= \text{Rp. } 388.950.077.562,37
 \end{aligned}$$

11.4. Penentuan Total Production Cost (TPC)**A. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)**

- Bahan Baku 1 tahun	=	2.216.128.610.930,38
- Tenaga Kerja TK	=	6.794.960.000,00
- Utilitas 1 tahun	=	306.902.037.284,80
- Pemeliharaan dan perawatan 15% FCI	=	59.331.367.763,75
- Penyediaan operasi 15% Pemeliharaan	=	8.899.705.164,56
- Laboratorium 20% TK	=	1.358.992.000,00
- Supervisi 10% TK	=	679.496.000,00
- Patent dan Royalti 1% TPC	=	1% TPC
Biaya Produksi Langsung	=	2.600.095.169.143,50 + 1% TPC

B. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)

- Depresiasi alat 10% FCI	=	39.554.245.175,8341
- Pajak kekayaan 4% FCI	=	15.821.698.070,3336
- Asuransi 1% FCI	=	3.955.424.517,5834
- Bunga bank 15% MP	=	23.337.004.653,7421
- Biaya Pengemasan	=	23.460.600.000,00
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)	=	106.128.972.417,4930

C. Biaya Overhead Pabrik

Biaya Overhead	70% TK	=	4.756.472.000,00
Total Biaya manufaktur (pembuatan)			
DPC	= Rp. 2.600.095.169.143,50	+ 1% TPC	
FC	= Rp. 106.128.972.417,4930		
Biaya Overhead	= Rp. 4.756.472.000,00		
COM	= Rp. 2.710.980.613.560,99	+ 1% TPC	

D. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences/GE)

- Biaya Administrasi	15% TK	= Rp. 10.020.873.564,56
- Biaya distribusi dan pemasaran	5% TPC	= 5% TPC
- Biaya LITBANG	5% TPC	= 4% TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	= Rp. 10.020.873.564,65	+ 9% TPC

E. Biaya Produksi Total (TPC)

TPC	= COM + GE
	= Rp. 2.721.001.487.125,64 + 10% TPC
TPC	= Rp. 3.023.334.985.695,16
GE	= Rp. 10.020.873.564,65 + 9% TPC
	= Rp. 10.020.873.564,65 + Rp. 272.100.148.712,56
	= Rp. 282.121.022.277,22

11.5. Laba Perusahaan

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan pertahun = Rp. 3.173.361.712.229,87

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi
 = Rp. 3.173.361.712.230 - Rp. 3.023.334.985.695,16
 = Rp. 150.026.726.534,7080

Pajak penghasilan = 30% x Laba kotor
 = 30% x Rp. 150.026.726.534,7080
 = Rp. 45.008.017.960

$$\begin{aligned}
\text{Laba Bersih} &= (\text{Laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak})) (1 - \% \text{ Deviden}) \\
&= \text{Rp. } 150.026.726.535 \times \left| 1 - 0,30 \right| \\
&= \text{Rp. } 94.516.837.716,87
\end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

$$\begin{aligned}
C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\
&= \text{Rp. } 94.516.837.716,87 + \text{Rp. } 39.554.245.175,83 \\
&= \text{Rp. } 134.071.082.892,70
\end{aligned}$$

11.6. Analisis Probabilitas

11.6.1. Laju Pengembalian Modal (*Rate On Investment = ROI*)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned}
ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
&= \frac{\text{Rp } 150.026.726.534,71}{\text{Rp } 395.542.451.758,34} \times 100\% \\
&= 37,9294\%
\end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned}
ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
&= \frac{\text{Rp } 94.516.837.716,87}{\text{Rp } 395.542.451.758,34} \times 100\% \\
&= 23,8955\% \text{ dari modal investasi}
\end{aligned}$$

11.6.2. Lama Pengembalian Modal (*Pay Out Time = POT*)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{\text{Rp } 395.542.451.758,34}{\text{Rp } 134.071.082.892,70} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 2,9502 \text{ tahun} \\
 &= 3 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

11.6.3. *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.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

- * Biaya tetap (FC) = Rp. 106.128.972.417,49
- * Menghitung Biaya Variabel (VC)
 - Bahan Baku pertahun = Rp. 2.216.128.610.930,38
 - Biaya Utilitas pertahun = Rp. 306.902.037.284,80
 - Biaya Pengemasan = Rp. 23.460.600.000,00
 - Total Biaya Variable (VC) = Rp. 2.546.491.248.215,18**

* Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)

- Biaya Umum (GE)	= Rp.	282.121.022.277,22
- Biaya Overhead	= Rp.	4.756.472.000,00
- Penyediaan operasi	= Rp.	8.899.705.164,56
- Perawatan dan Pemeliharaan	= Rp.	59.331.367.763,75
- Gaji karyawan langsung	= Rp.	6.794.960.000,00
- Biaya laboratorium	= Rp.	1.358.992.000,00
- Supervisi	= Rp.	679.496.000,00
Total Biaya Semi Variable (SVC)	= Rp.	363.942.015.205,53

* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100% adalah

$$S = \text{Rp. } 3.173.361.712.229,87$$

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

BEP =

$$\frac{106.128.972.417,49 + (0,3 \times 363.942.015.205,23)}{3.060.319.629.094,21 - (0,7 \times 363.942.015.205,23) - 2.546.491.248.215,18} \times 100\%$$

$$= 58,8622 \%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 57,8622 % x 350.000 ton/tahun

$$= 202.517,6389 \text{ ton/tahun}$$

Nilai BEP untuk pabrik biodiesel berada diantara nilai 30 – 65%, sehingga nilai BEP diatas memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 75 % dari kapasitas yang sesungguhnya, 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 (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

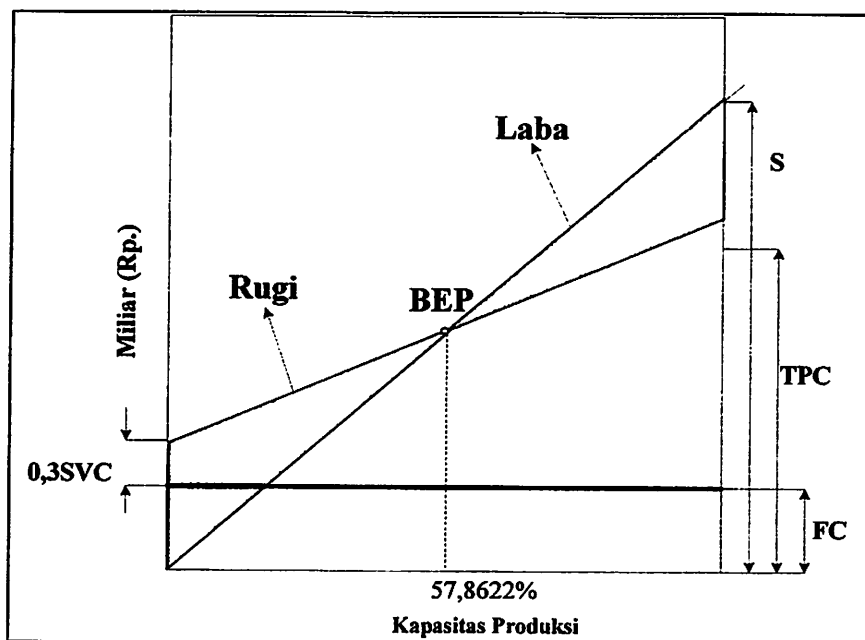
% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{\text{PBi}}{\text{Rp } 94.516.837.717} = \frac{(100 - 58,8622) - (100 - 75)}{(100 - 58,8622)}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp. } 3.844.0821.308,10$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 38.440.821.308,10 + \text{Rp. } 39.554.245.175,83 \\ &= \text{Rp. } 77.995.066.483,93 \end{aligned}$$



Gambar 11.6.1. *Break Event Point* Pra Rencana Pabrik Biodiesel dari Biji

Nyamplung

11.6.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

=

$$\frac{(0,3 \times 363.942.015.205,23)}{3.060.319.629.094,21 - (0,7 \times 363.942.015.205,23) - 2.546.491.248.215,18} \times 100\%$$

$$= 29,3414 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas} &= 29,3414 \% \times 350.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 102.694,9 \text{ ton/th} \end{aligned}$$

11.6.5. Net Present Value (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

- a. Menghitung C_{A_0} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40 \% \times \text{FCI} \times (1 + i)^2 \\ &= 40 \% \times \text{Rp } 395.542.451.758 \times (1 + 0,15)^2 \\ &= \text{Rp } 209.241.956.980,16 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1 + i)^1 \\ &= 60\% \times \text{Rp } 395.542.451.758 \times (1 + 0,15)^1 \\ &= \text{Rp } 272.924.291.713,26 \end{aligned}$$

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Biodiesel dari biji nyamplung layak untuk didirikan.

11.6.6. Internal Rate Of Return (IRR)

Tabel 11.6.2. *Cash Flow* untuk IRR

Tahun	Cash Flow/CA (Rp)	Fd i=0,20	PV ₁	Fd i=0,45	PV ₂
0	-482166248693	1	-482166248693	1	-482166248693
1	77995066484	0,86957	67821796943	0,8333	64995888737
2	134071082893	0,75614	101377000297	0,6944	93104918675
3	273398942655	0,65752	179764242726	0,5787	158216980703
4	328078731186	0,57175	187580079366	0,4823	158216980703
5	393694477424	0,49718	195735734990	0,4019	158216980703
6	472433372908	0,43233	204245984338	0,3349	158216980703
7	566920047490	0,37594	213126244527	0,2791	158216980703
8	680304056988	0,3269	222392602984	0,2326	158216980703
9	816364868386	0,28426	232061846592	0,1938	158216980703
10	979637842063	0,24718	242151492096	0,1615	158216980703
WCI	59331367764	0,24718	14665806704	0,1615	9582347134
Jumlah			1378756582870		951252751480

$$\begin{aligned}
 \text{IRR} &= i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 - \text{NPV}_2} \times (i_2 - i_1) \\
 &= 15\% + \frac{1378756582870}{1378756582870 - 951252751480} \times (20\% - 15\%) \\
 &= 25,83\%
 \end{aligned}$$

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (15%), maka pabrik biodiesel ini layak didirikan.

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Renaca pabrik Biodiesel dari biji nyamplung ini diharapkan mampu mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dari hasil produksi tersebut dapat digunakan untuk memenuhi konsumsi bahan bakar dalam negeri dan menanggulangi kelangkaan bahan bakar saat ini.

Dari hasil analisa, Pra Rencana pabrik Biodiesel dari biji nyamplung ini cukup menguntungkan. Kesimpulan ini diambil dengan memperhatikan beberapa aspek berikut :

12.1. Dari segi teknik

Bila ditinjau dari segi teknis, pembuatan biodiesel ini baik. Disamping prosesnya yang tidak rumit dan mempunyai konversi yang tinggi, produk yang dihasilkan juga memiliki kualitas yang baik dan dapat dicampurkan ke dalam bahan bakar dari minyak bumi.

12.2. Dari segi sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena :

- Menciptakan lapangan pekerjaan baru.
- Meningkatkan pendapatan perkapita daerah sekitar lokasi pabrik.
- Meningkatkan taraf ekonomi masyarakat terutama petani pohon nyamplung

12.3. Dari segi lokasi pabrik

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena :

- Dekat bahan baku
- Persediaan air yang memadai
- Dekat daerah pemasaran
- Tersedia tenaga kerja yang berkualitas
- Listrik yang memadai
- Sarana transportasi yang memadai

12.4. Dari segi pemasaran

- Mengingat kelangkaan minyak bumi maka diharapkan biodiesel ini dapat memenuhi sebagian kebutuhan bahan bakar.
- Menunjang program pemerintah yang akan mentargetkan pencampuran biodiesel ini sebanyak 5% dari penggunaan bahan bakar bumi

12.5. Dari Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk melihat layak atau tidaknya suatu pabrik didirikan baik untuk rencana jangka pendek maupun untuk rencana jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana pabrik Biodiesel dari biji jarak pagar, maka dapat diketahui data sebagai berikut :

- Internal Rate of Return (IRR) = 25,83 %
- Pay Out Time (POT) = 2,9502 tahun
- Return of Investment (ROI) = 23,8955 %

- Break Even Point (BEP) = 58,8622 %

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, Young. 1959. "Process Equipment Design". New York Amerika : John Wiley and Sons
- Coulson J.M. and Richardson J.F. 1994. "Chemical Engineering". Exeter Inggris : BPC Wheatons Ltd.
- Geankoplis, Christij. 1993. "Transport Processes and Unit Operations". 3rd edition. New Jersey : Prentice Hall, Inc.
- Gerpen, J.V. et al. 2004. " Biodiesel Production technology". Colorado US : National Renewable Energy Laboratory.
- Julyanti. 2009. "Optimalisasi Potensi Indonesia Sebagai Raja Bahan Bakar Nabati Dunia", Bandar Lampung : Universitas Lampung.
- Kern, D. Q. 1965. "Process Heat Transfer". Japan : Mc. Graw Hill Book Company.
- Kompas."PDAM Ganti Tawas Dengan PAC".June 2th 2008
- Othmer Kirk. 1979. "Encyclopedia of Chemical Technology Third Edition ". Taipei : Mei Ya Publication ,inc.
- Perry, R.J. and Don Green, 1950. "Chemical Engineering Hand Book", 3th edition, Singapore : McGraw Hill Book Company Inc.
- Perry, R.J. and Don Green, 1984. "Chemical Engineering Hand Book", 6th edition, Singapore : McGraw Hill Book Company Inc.
- Perry, R.J. and Don Green, 1999. "Chemical Engineering Hand Book", 7th edition, Singapore : McGraw Hill Book Company Inc.
- Perry, R.J. and Don Green, 2008. "Chemical Engineering Hand Book", 8th edition, Singapore : McGraw Hill Book Company Inc.
- PredictPluss 2000. 2000. "Chemical Thermodynamic & Transport Properties Of Interest to Chemical Engineers and Chemists". Amerika : Dragon Technology, Inc.
- Santoso,Harry. 2006. "Nyamplung Sumber Energi Biodiesel yang Potensial", Skema Kredit Usaha Rakyat PT Bank Nasional Indonesia.

- Sugiarti, Wiwit. 2006. "pemanfaatan kulit biji mete, bungkil jarak, sekam padi dan jerami menjadi bahan bakar briket yang ramah lingkungan dan dapat diperbarui ", Semarang : Universitas Diponegoro.
- Timmerhaus, K. D. 1990. "Plant Design and Economics for Chemical Engineering" , 4th ed, Singapore : Mc. Graw Hill Book Company.
- Ulrich, G. D 1984. "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic". New York. : John Wiley and Sons.
- Van Ness, S 1996. "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th ed, International Edition", Singapore : Mc. Graw Hill Book Company.
- Zhou. 2006. "Phase Distributionsnof Alcohol, Glycerol, And Catalyst in The Tranesterification of Soy Bean Oil", Canada : University Of Toronto.
- Anonymous, [http : cv.usaba@yahoo.com](http://cv.usaba@yahoo.com) June 19th, 2010.
- Anonymous, [http : RoyanFarmingcom](http://RoyanFarmingcom) /June 19th, 2010.
- Anonymous, [http : www.eurekamanufacturing.com/](http://www.eurekamanufacturing.com/) June 17th, 2010.
- Anonymous, [http : www.kurstukar.com/](http://www.kurstukar.com/) June 17th, 2010.
- Anonymous, [http : www.tohoma.co.id/](http://www.tohoma.co.id/) June 17th, 2010.
- Anonymous, <http://alathematbbm.wordpress.com/2010/02/10/biodiesel/>June 19th, 2010.
- Anonymous,<http://http://www.ibujempol.com/perpajakan-tarif-pajak-perhitungan-pajak/> June 23th, 2010.
- Anonymous,http://translate.google.co.id/translate?hl=id&langpair=en|id&u=http://en.wikipedia.org/wiki/Magnesium_sulfate/ June 20th, 2010.
- Anonymous,<http://www.alloypipefittings.net/dimen01.htm/> June 20th, 2010.

- Minyak mentah = berat biji nyamplung × 45%
= 115.337,2953 × 45%
= 51.901,7829 kg/jam
 - Ampas = berat biji nyamplung × 55%
= 115.337,2953 × 55%
= 63.435,5124 kg/jam
-
- jumlah = 115.337,2953 kg/jam

Aliran<2> ke mixer I

Minyak yang dapat diambil = 40% biji

- Minyak = 40% × berat biji nyamplung
= 40% × 115.337,2953 kg/jam
= 46.134,9181 kg/jam
- Minyak mengandung :
- 1,5% Gum
 - 29,53% FFA
 - 68,68% Trigliserida
 - 0,25% air
- Gum = 1,54% × Berat minyak
= 1,54% × 46.134,9181 kg/jam
= 710,4777 kg/jam
 - FFA = 29,53% × Berat minyak
= 29,53% × 46.134,9181 kg/jam
= 13.623,6413 kg/jam
 - trigliserida = 68,930% × Berat minyak
= 68,930% × 46.134,9181 kg/jam
= 31.800,7991 kg/jam
 - Air = 0,25% × Berat minyak

$$= 0,25\% \times 46.135 \text{ kg/jam}$$

$$= 115,3373 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total} = 46.250,2554 \text{ kg/jam}$$

Aliran<3> ke waste

- Ampas dari biji = 63.435,5124 kg

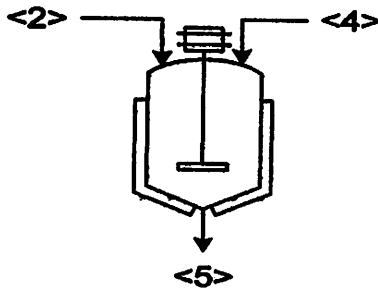
Minyak dalam ampas = Berat minyak dalam biji - minyak yang diambil

$$= 51.901,7829 - 46.134,9181$$

$$= 5.766,8648 \text{ kg}$$

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<1> Biji nyamplung		Aliran<2> ke mixer I	
komponen	Berat(kg/jam)	komponen	Berat(kg/jam)
Minyak mentah	51.901,7829	Gum	710,4777
Ampas	63.435,5124	FFA	13.623,6413
Air	115,3373	trigliserida	31.800,7991
		Air	115,3373
		jumlah	46.250,2554
		Aliran<3> ke waste	
		komponen	Berat(kg/jam)
		Ampas	63.435,5124
		Minyak	5.766,8648
		jumlah	69.202,3772
Total	115.452,6326	Total	115.452,6326

2. Tanki degumming (M-110)



Fungsinya : mengikat getah (gum) dalam minyak mentah dengan asam fosfat

Aliran<2> dari press ulir

- Gum	=	710,4777 kg/jam
- FFA	=	13.623,6413 kg/jam
- trigliserida	=	31.800,7991 kg/jam
- Air	=	115,3373 kg/jam
Jumlah	=	46.250,2554 kg/jam

Aliran<4> Larutan H₃PO₄

kemurnian Asam Fosfat = 85%

Kebutuhan H₃PO₄ untuk degumming

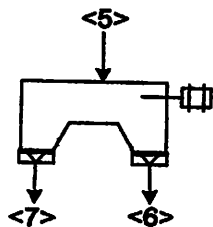
- H₃PO₄ = Berat minyak × 0,05% (Gerpen van L. 2004)
 = 46.250,2554 × 0,05%
 = 23,1251 kg/jam
- Berat larutan H₃PO₄ = berat H₃PO₄ / Kemurnian
 = 23,1251 / 85%
 = 27,2060 kg/jam
- H₂O = Berat Larutan H₃PO₄ - Berat Kebutuhan H₃PO₄
 = 27,2060 - 23,1251 = 4,0809 kg/jam

aliran<5> ke centrifuge I

- Gum	=	710,4777 kg/jam
- FFA	=	13.623,6413 kg/jam
- trigliserida	=	31.800,7991 kg/jam
- H ₃ PO ₄	=	23,1251 kg/jam
- H ₂ O	=	119,4182 kg/jam
Jumlah	=	46.277,4615 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<2> dari press ulir		aliran<5> ke centrifuge I	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Gum	710,4777	Gum	710,4777
FFA	13.623,6413	FFA	13.623,6413
Air	115,3373	trigliserida	31.800,7991
trigliserida	31.800,7991	H ₃ PO ₄	23,1251
Jumlah	46.250,2554	H ₂ O	119,4182
Aliran<4> Larutan H ₃ PO ₄			
Komponen	Berat (kg/jam)		
H ₃ PO ₄	23,1251		
H ₂ O	4,0809		
Jumlah	27,2060		
Total	46.277,4615	Total	46.277,4615

3. Centrifuge I (H-125)



Fungsinya : Memisahkan getah (gum) dari minyak

Aliran<5> Dari Mixer I

- Gum	=	710,4777 kg/jam
- FFA	=	13.623,6413 kg/jam
- trigliserida	=	31.800,7991 kg/jam
- H ₃ PO ₄	=	23,1251 kg/jam
- H ₂ O	=	119,4182 kg/jam
- Jumlah	=	46.277,4615 kg/jam

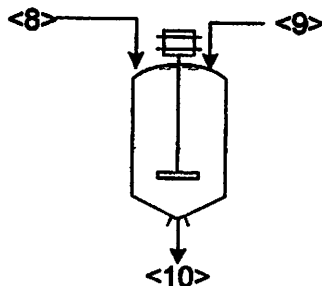
Aliran <7> ke waste

- Gum	=	710,4777 kg/jam
- H ₃ PO ₄	=	23,1251 kg/jam
- H ₂ O	=	119,4182 kg/jam
jumlah	=	<u>853,0211 kg/jam</u>

Aliran <6> ke reaktor esterifikasi

- trigliserida	=	31.800,7991 kg/jam
- FFA	=	13.623,6413 kg/jam
jumlah	=	45.424,4404 kg/jam

Aliran masuk		Aliran Keluar	
Aliran <5> Dari Mixer I		Aliran <7> ke waste	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Gum	710,4777	Gum	710,4777
FFA	13,623,6413	H ₃ PO ₄	23,1251
trigliserida	31.800,7991	H ₂ O	119,4182
H ₃ PO ₄	23,1251	Jumlah	853,0211
H ₂ O	119,4182	Aliran <6> ke reaktor esterifikasi	
		Komponen	Berat (kg/jam)
		trigliserida	31.800,7991
		FFA	13.623,6413
		Jumlah	45.424,4404
Total	46.277,4615	Total	46.277,4615

4. Mixer II (Katalis) (M-122)

Fungsinya : Mencampurkan methanol dan katalis asam sulfat

Kebutuhan Methanol untuk reaksi esterifikasi

$$\begin{aligned}
 - \text{CH}_3\text{OH} &= 2,25 \times \text{Berat FFA} && \text{(Garpen Van J. 2004)} \\
 &= 2,25 \times 13.623,6413 \text{ kg/jam} \\
 &= 30.653,1930 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan asam sulfat untuk reaksi esterifikasi

$$\begin{aligned}
 - \text{H}_2\text{SO}_4 &= 0,05 \times \text{berat FFA} \\
 &= 0,05 \times 13.623,6413 \text{ kg/jam} \\
 &= 681,1821 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran<8> Larutan Methanol

$$\text{Kemurnian Methanol} = 99\%$$

$$\begin{aligned}
 - \text{CH}_3\text{OH} &= \text{Kebutuhan methanol} \\
 &= 30.653,1930 \text{ kg/jam} \\
 - \text{Larutan CH}_3\text{OH} &= \text{Berat CH}_3\text{OH} / \text{Kemurnian} \\
 &= 30.653 / 99\% \\
 &= 30.962,8212 \text{ kg/jam} \\
 - \text{H}_2\text{O} &= \text{Berat Larutan CH}_3\text{OH} - \text{Berat CH}_3\text{OH} \\
 &= 30.962,8212 - 30.653,1930 \\
 &= 309,6282 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran<9> larutan H₂SO₄

$$\text{Kemurnian H}_2\text{SO}_4 = 98\%$$

$$\begin{aligned}
 - \text{H}_2\text{SO}_4 &= \text{kebutuhan H}_2\text{SO}_4 \\
 &= 681,1821 \text{ kg/jam} \\
 - \text{Larutan H}_2\text{SO}_4 &= \text{berat H}_2\text{SO}_4 / \text{kemurnian} \\
 &= 681,1821 / 98\% \\
 &= 695,0837 \text{ kg/jam} \\
 - \text{H}_2\text{O} &= \text{Berat larutan H}_2\text{SO}_4 - \text{Berat H}_2\text{SO}_4 \\
 &= 695,0837 - 681,1821
 \end{aligned}$$

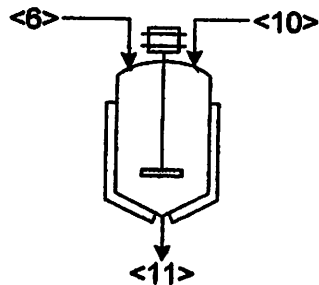
$$= 13,9017 \text{ kg/jam}$$

Aliran <10> ke reaktor esterifikasi

- CH ₃ OH	=	30.653,1930 kg/jam
- H ₂ SO ₄	=	681,1821 kg/jam
- H ₂ O	=	323,5299 kg/jam
jumlah	=	31.657,9049 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <8> Larutan Methanol		Aliran <10> ke reaktor esterifikasi	
Komponen	berat(kg/jam)	Komponen	berat(kg/jam)
CH ₃ OH	30.653,1930	CH ₃ OH	30.653,1930
H ₂ O	309,6282	H ₂ SO ₄	681,1821
Jumlah	30.962,8212	H ₂ O	323,5299
Aliran <9> larutan H ₂ SO ₄			
Komponen	berat(kg/jam)		
H ₂ SO ₄	681,1821		
H ₂ O	13,9017		
Jumlah	695,0837		
Total	31.657,9049	Total	31.657,9049

5. Reaktor esterifikasi I (R-120)



Fungsinya : untuk mengurangi kadar FFA (Free Fatty Acid) dalam minyak

Aliran <6> dari centrifuge I

trigliserida	=	31.800,7991 kg/jam
FFA	=	13.623,6413 kg/jam
Jumlah	=	45.424,4404 kg/jam

Aliran<10> dari mixer II

CH ₃ OH	=	30.653,1930 kg/jam
H ₂ SO ₄	=	681,1821 kg/jam
H ₂ O	=	323,5299 kg/jam
Jumlah	=	31.657,9049 kg/jam

Aliran<11> ke dekanter I

Reaksi Esterifikasi : FFA + Methanol \longrightarrow Metil ester + air

Konversi = 80% (Gerpen van J. 2004)

Minyak nyamplung terdiri atas :

- as. Palmitat	=	14,6%
- as. Stearat	=	20%
- as. Oleat	=	37,6%
- as. Linoleat	=	26,3%
- as. Linolenat	=	0,27%
- as.miristat	=	0,09%
- as.archidat	=	0,94%
- as. Erukat	=	0,24%

Perhitungan berat molekul (BM) rata-rata Free Fatty Acid (FFA)

Asam lemak	Formula	BM	BM campuran
Asam palmitat	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	37,3760
Asam stearat	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	284	56,6864
Asam oleat	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	282	105,9474
Asam linoleat	C ₁₆ H ₃₂ O ₅	280	73,7240
Asam linolenat	C ₁₈ H ₃₀ O ₂	278	0,7506
Asam miristat	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	242	0,2178
Asam arachidat	C ₂₁ H ₄₂ O ₂	326	3,0644
Asam erukat	C ₂₁ H ₄₀ O ₂	324	0,7776
BM FFA			278,5442

Perhitungan Berat molekul (BM) rata-rata metil ester

Metil Ester	Formula	BM	BM campuran
Metil palmitat	$C_{17}H_{34}O_2$	270	39,4200
Metil stearat	$C_{19}H_{38}O_2$	298	59,4808
Metil oleat	$C_{19}H_{36}O_2$	296	111,2072
Metil linoleat	$C_{19}H_{34}O_2$	294	77,4102
Metil linolenat	$C_{19}H_{32}O_2$	292	0,7884
Metil miristat	$C_{16}H_{32}O_2$	256	0,2304
Metil arachidat	$C_{22}H_{44}O_2$	340	3,1960
Metil erukat	$C_{20}H_{42}O_2$	338	0,8112
BM Metil ester			292,5442

Perhitungan Berat molekul (BM) rata-rata trigliserida

Trigliserida	Formula	BM	BM campuran
Tripalmitat	$C_{54}H_{98}O_6$	806	117,6760
Tristearat	$C_{57}H_{110}O_6$	890	177,6440
Trioleat	$C_{57}H_{106}O_6$	884	332,1188
Trilinoleat	$C_{57}H_{98}O_6$	878	231,1774
Trilinolenat	$C_{57}H_{92}O_6$	872	2,3544
Trimiristat	$C_{48}H_{92}O_6$	764	0,6876
Triarachidat	$C_{66}H_{128}O_6$	1016	9,5504
Trierukat	$C_{66}H_{122}O_6$	1010	2,4240
BM Trigliserida			873,6326

Perhitungan Berat molekul (BM) rata-rata digliserida

digliserida	Formula	BM	BM campuran
dipalmitat	$C_{35}H_{68}O_5$	568	82,9280
distearat	$C_{39}H_{76}O_5$	624	124,5504
dioliat	$C_{39}H_{72}O_5$	629	236,3153
dilinoleat	$C_{39}H_{68}O_5$	616	162,1928
dilinolenat	$C_{39}H_{64}O_5$	612	1,6524
dimiristat	$C_{33}H_{64}O_5$	540	0,4860
diarachidat	$C_{45}H_{88}O_5$	708	6,6552
dierukat	$C_{45}H_{84}O_5$	704	1,6896
BM digliserida			616,4697

Perhitungan Berat molekul (BM) rata-rata monogliserida

monogliserida	Formula	BM	BM campuran
monopalmitat	$C_{20}H_{42}O_4$	334	48,7640
monostearat	$C_{21}H_{46}O_4$	362	72,2552
monooleat	$C_{21}H_{44}O_4$	360	135,2520
monolinoleat	$C_{21}H_{42}O_4$	358	94,2614
monolinolenat	$C_{21}H_{40}O_4$	356	0,9612
monomiristat	$C_{18}H_{40}O_4$	320	0,2880
monoarachidat	$C_{24}H_{52}O_4$	404	3,7976
monoerukat	$C_{24}H_{50}O_4$	402	0,9648
BM monogliserida			356,5442

$$\text{BM CH}_3\text{OH} = 32$$

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18$$

$$\text{Mol FFA} = 48,9102 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol Trigliserida} = 36,4007 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol Methanol} = 957,9123 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi:

	FFA	+	Metanol	→	Metil ester	+	Air
Mula-mula	48,9102		957,9123				
Reaksi	39,1281		39,1281		39,1281		39,1281
Akhir	9,7820		918,7842		39,1281		39,1281

$$\text{FFA sisa} = 9,7820 \text{ kmol} = 2.724,7283 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{OH sisa} = 918,7842 \text{ kmol} = 29.401,0929 \text{ kg/jam}$$

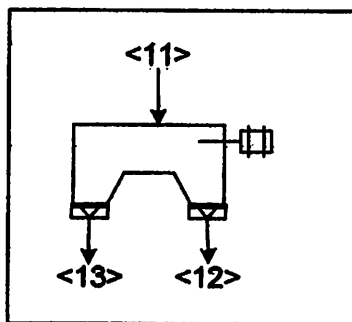
$$\text{Metil ester terbentuk} = 39,1281 \text{ kmol} = 11.446,7068 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O terbentuk} = 39,1281 \text{ kmol} = 704,3063 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O total} &= \text{H}_2\text{O terbentuk} + \text{H}_2\text{O masuk} \\
 &= 704,3063 + 323,5299 = 1.027,8362 \text{ kg/jam} \\
 \text{Trigliserida} &= 31.800,7991 \text{ kg/jam} \\
 \text{H}_2\text{SO}_4 &= 681,1821 \text{ kg/jam} \\
 \hline
 \text{jumlah} &= 77.082,3453 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <6> dari centrifuge I		Aliran <11> ke dekanter I	
komponen	Berat(kg/jam)	komponen	berat(kg/jam)
trigliserida	31.800,7991	Trigliserida	31.800,7991
FFA	13.623,6413	FFA	2.724,7283
Jumlah	45.424,4404	Metil ester	11.446,7068
Aliran <10> dari mixer II		CH ₃ OH	29.401,0929
komponen	Berat(kg/jam)	H ₂ SO ₄	681,1821
CH ₃ OH	30.653,1930	H ₂ O	1.027,8362
H ₂ SO ₄	681,1821		
H ₂ O	323,5299		
Jumlah	31.657,9049		
Total	77.082,3453	Total	77.082,3453

6. Dekanter I (H-133)



Fungsinya : untuk memisahkan metil ester-minyak dari metanol dan asam sulfat

Aliran<11> dari reaktor esterifikasi I

- Triglicerida	=	31.800,7991	
- FFA	=	2.724,7283	kg/jam
- Metil ester	=	11.446,7068	kg/jam
- CH ₃ OH	=	29.401,0929	kg/jam
- H ₂ SO ₄	=	681,1821	kg/jam
- H ₂ O	=	1.027,8362	kg/jam
<hr/>			
jumlah	=	77.082,3453	kg/jam

Aliran<12>ke reaktor esterifikasi II

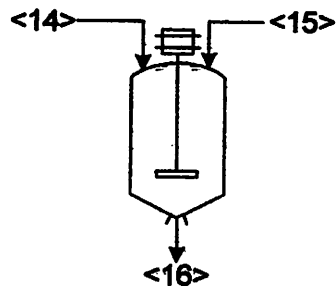
- Triglicerida	=	31.800,7991	kg/jam
- FFA	=	2.724,7283	kg/jam
- Metil ester	=	11.446,7068	kg/jam
<hr/>			
jumlah	=	45.972,2342	kg/jam

Aliran<13>ke tanki penetralan

- CH ₃ OH	=	29.401,0929	kg/jam
- H ₂ SO ₄	=	681,1821	kg/jam
- H ₂ O	=	1.027,8362	kg/jam
<hr/>			
jumlah	=	31.110,1111	kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<11> dari reaktor esterifikasi I		Aliran<12> ke reaktor esterifikasi II	
Komponen	berat(kg/jam)	Komponen	berat(kg/jam)
Trigliserida	31.800,7991	Trigliserida	31.800,7991
FFA	2.724,7283	FFA	2.724,7283
Metil ester	11.446,7068	Metil ester	11.446,7068
CH ₃ OH	29.401,0929	jumlah	45.972,2342
H ₂ SO ₄	681,1821	Aliran<13> ke tanki penetralan	
H ₂ O	1.027,8362	Komponen	berat(kg/jam)
		CH ₃ OH	29.401,0929
		H ₂ SO ₄	681,1821
		H ₂ O	1.027,8362
		Jumlah	31.110,1111
Total	77.082,3453	Total	77.082,3453

7. Mixer III katalis (M-131)



Fungsinya : untuk mencampurkan methanol dan katalis asam sulfat

Kebutuhan metanol untuk reaksi esterifikasi II

$$\begin{aligned}
 - \text{CH}_3\text{OH} &= 2,25 \times \text{berat FFA} && (\text{garpen van J. 2004}) \\
 &= 2,25 \times 2.724,7283 \text{ kg/jam} \\
 &= 6.130,6386 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan asam sulfat untuk reaksi esterifikasi

$$\begin{aligned}
 - \text{H}_2\text{SO}_4 &= 0,05 \times \text{berat FFA} \\
 &= 0,05 \times 2.724,7283 \\
 &= 136,2364 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran<14> larutan metanol

$$\text{kemurnian} = 99\%$$

$$\begin{aligned}
 - \text{CH}_3\text{OH} &= \text{Kebutuhan metanol} \\
 &= 6.130,6386 \\
 &= 6.130,6386 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{Larutan CH}_3\text{OH} &= \text{Berat CH}_3\text{OH} / \text{kemurnian} \\
 &= 6.130,6386 / 99\% \\
 &= 6.192,5642 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{H}_2\text{O} &= \text{Berat larutan CH}_3\text{OH} - \text{Berat CH}_3\text{OH} \\
 &= 6.192,5642 - 6.130,6386 \\
 &= 61,9256 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

aliran<15> larutan asam sulfat

$$\text{Kemurnian asam sulfat} = 98\%$$

$$\begin{aligned}
 - \text{H}_2\text{SO}_4 &= \text{Kebutuhan H}_2\text{SO}_4 \\
 &= 136,2364 \\
 &= 136,2364 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{Larutan H}_2\text{SO}_4 &= \text{Berat H}_2\text{SO}_4 / \text{kemurnian} \\
 &= 136,2364 / 98\% \\
 &= 139,0167 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{H}_2\text{O} &= \text{Berat larutan H}_2\text{SO}_4 - \text{berat H}_2\text{SO}_4 \\
 &= 139,0167 - 136,2364
 \end{aligned}$$

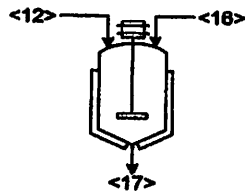
$$= 2,7803 \text{ kg/jam}$$

Aliran<16> ke reaktor esterifikasi II

- CH ₃ OH	=	6.130,6386 kg/jam
- H ₂ SO ₄	=	136,2364 kg/jam
- H ₂ O	=	64,7060 kg/jam
jumlah	=	6.331,5810

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<14> larutan metanol		Aliran<16> ke reaktor esterifikasi II	
komponen	berat (kg/jam)	komponen	berat (kg/jam)
CH ₃ OH	6.130,6386	CH ₃ OH	6.130,6386
H ₂ O	61,9256	H ₂ SO ₄	136,2364
jumlah	6.192,5642	H ₂ O	64,7060
aliran<15> larutan asam sulfat			
komponen	berat (kg/jam)		
H ₂ SO ₄	136,2364		
H ₂ O	2,7803		
jumlah	139,0167		
Total	6.331,5810	Total	6.331,5810

8. Reaktor Esterifikasi II (R-130)



Fungsinya untuk mengurangi FFA (Free Fatty Acid) dalam minyak

Aliran<12> dari reaktor esterifikasi I

- Trigliserida	=	31.800,7991 kg/jam
- FFA	=	2.724,7283 kg/jam
- Metil ester	=	11.446,7068 kg/jam
jumlah	=	45.972,2342 kg/jam

Aliran<16> dari mixer III katalis

- CH₃OH = 6.130,6386 kg/jam
- H₂SO₄ = 136,2364 kg/jam
- H₂O = 64,7060 kg/jam
- jumlah = 6.331,5810 kg/jam

Aliran<17>ke dekanter II

Minyak nyamplung terdiri atas :

- as. Palmitat = 14,6%
- as. Stearat = 20%
- as. Oleat = 37,6%
- as. Linoleat = 26,3%
- as. Linolenat = 0,27%
- as.miristat = 0,09%
- as.archidat = 0,94%
- as. Erukat = 0,24%

Perhitungan berat molekul (BM) rata-rata Free Fatty Acid (FFA)

Asam lemak	Formula	BM	BM campuran
Asam palmitat	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	37,3760
Asam stearat	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	284	56,6864
Asam oleat	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	282	105,9474
Asam linoleat	C ₁₆ H ₃₂ O ₅	280	73,7240
Asam linolenat	C ₁₈ H ₃₀ O ₂	278	0,7506
Asam miristat	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	242	0,2178
Asam arachidat	C ₂₁ H ₄₂ O ₂	326	3,0644
Asam erukat	C ₂₁ H ₄₀ O ₂	324	0,7776
BM FFA			278,5442

Perhitungan Berat molekul (BM) rata-rata metil ester

Metil Ester	Formula	BM	BM campuran
Metil palmitat	$C_{17}H_{34}O_2$	270	39,4200
Metil stearat	$C_{19}H_{38}O_2$	298	59,4808
Metil oleat	$C_{19}H_{36}O_2$	296	111,2072
Metil linoleat	$C_{19}H_{34}O_2$	294	77,4102
Metil linolenat	$C_{19}H_{32}O_2$	292	0,7884
Metil miristat	$C_{16}H_{32}O_2$	256	0,2304
Metil arachidat	$C_{22}H_{44}O_2$	340	3,1960
Metil erukat	$C_{20}H_{42}O_2$	338	0,8112
BM Metil ester			292,5442

Perhitungan Berat molekul (BM) rata-rata trigliserida

Trigliserida	Formula	BM	BM campuran
Tripalmitat	$C_{54}H_{98}O_6$	806	117,6760
Tristearat	$C_{57}H_{110}O_6$	890	177,6440
Trioleat	$C_{57}H_{106}O_6$	884	332,1188
Trilinoleat	$C_{57}H_{98}O_6$	878	231,1774
Trilinolenat	$C_{57}H_{92}O_6$	872	2,3544
Trimiristat	$C_{48}H_{92}O_6$	764	0,6876
Triarachidat	$C_{66}H_{128}O_6$	1016	9,5504
Trierukat	$C_{66}H_{122}O_6$	1010	2,4240
BM Trigliserida			873,6326

Perhitungan Berat molekul (BM) rata-rata digliserida

digliserida	Formula	BM	BM campuran
dipalmitat	$C_{35}H_{68}O_5$	568	82,9280
distearat	$C_{39}H_{76}O_5$	624	124,5504
diolat	$C_{39}H_{72}O_5$	629	236,3153
dilinoleat	$C_{39}H_{68}O_5$	616	162,1928
dilinolenat	$C_{39}H_{64}O_5$	612	1,6524
dimiristat	$C_{33}H_{64}O_5$	540	0,4860
diarachidat	$C_{45}H_{88}O_5$	708	6,6552
dierukat	$C_{45}H_{84}O_5$	704	1,6896
BM digliserida			616,4697

Perhitungan Berat molekul (BM) rata-rata monogliserida

monogliserida	Formula	BM	BM campuran
monopalmitat	$C_{20}H_{42}O_4$	334	48,7640
monostearat	$C_{21}H_{46}O_4$	362	72,2552
monooleat	$C_{21}H_{44}O_4$	360	135,2520
monolinoleat	$C_{21}H_{42}O_4$	358	94,2614
monolinolenat	$C_{21}H_{40}O_4$	356	0,9612
monomiristat	$C_{18}H_{40}O_4$	320	0,2880
monoarachidat	$C_{24}H_{52}O_4$	404	3,7976
monoerukat	$C_{24}H_{50}O_4$	402	0,9648
BM monogliserida			356,5442

$$\text{BM CH}_3\text{OH} = 32$$

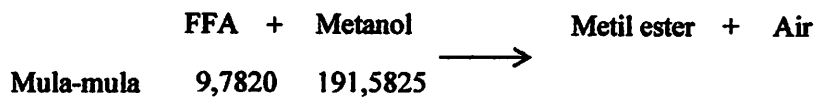
$$\text{BM H}_2\text{O} = 18$$

$$\text{Mol FFA} = 9,7820 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol CH}_3\text{OH} = 191,5825 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol Trigliserida} = 36,4007 \text{ kmol/jam}$$

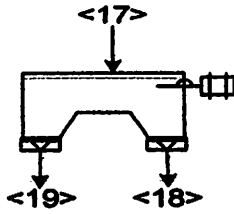
Reaksi



Reaksi	7,8256	7,8256	7,8256	7,8256
Akhir	1,9564	183,7568	7,8256	7,8256
FFA sisa	=	1,9564	kmol/jam	
	=	544,9457	kg/jam	
CH ₃ OH sisa	=	183,7568	kmol/jam	
	=	5.880,2186	kg/jam	
Metil ester terbentuk	=	7,8256	kmol/jam	
	=	2.289,3414	kg/jam	
- Metil ester total	=	metil ester masuk + metil ester terbentuk		
	=	11.446,7068 + 2.289,3414		
	=	13.736,0482	kg/jam	
H ₂ O terbentuk	=	7,8256	kmol/jam = 140,8613	kg/jam
- H ₂ O total	=	H ₂ O terbetuk + H ₂ O masuk		
	=	140,8613 + 64,7060		
	=	205,5672	kg/jam	
- Triglicerida	=	31.800,7991	kg/jam	
- H ₂ SO ₄	=	136,2364	kg/jam	

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<12> dari reaktor esterifikasi I		Aliran<17>ke dekanter II	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Triglicerida	31.800,7991	Triglicerida	31.800,7991
FFA	2.724,7283	FFA	544,9457
Metil ester	11.446,7068	Metil Ester	13.736,0482
Jumlah	45.972,2342	CH ₃ OH	5.880,2186
Aliran<16> dari mixer III katalis		H ₂ SO ₄	136,2364
komponen	Berat (kg/jam)	H ₂ O	205,5672
CH ₃ OH	6.130,6386		
H ₂ SO ₄	136,2364		
H ₂ O	64,7060		
Jumlah	6.331,5810		
Total	52.303,8152	Total	52.303,8152

9. Dekanter II (H-142)



Fungsunya : untuk memisahkan metil ester-minyak dari methanol dan asam sulfat

Aliran<17> dari reaktor esterifikasi II

- Triglicerida	=	31.800,7991 kg/jam
- FFA	=	544,9457 kg/jam
- Metil Ester	=	13.736,0482 kg/jam
- CH ₃ OH	=	5.880,2186 kg/jam
- H ₂ SO ₄	=	136,2364 kg/jam
- H ₂ O	=	205,5672 kg/jam
jumlah		= 52.303,8152 kg/jam

Aliran<18> ke reaktor tranesterifikasi

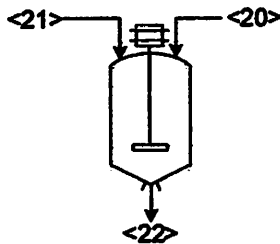
- Triglicerida	=	31.800,7991 kg/jam
- FFA	=	544,9457 kg/jam
- Metil Ester	=	13.736,0482 kg/jam
jumlah		= 46.081,7929 kg/jam

Aliran<19> ke tanki penetralan

- CH ₃ OH	=	5.880,2186 kg/jam
- H ₂ SO ₄	=	136,2364 kg/jam
- H ₂ O	=	205,5672 kg/jam
jumlah		= 6.222,0222 kg/jam

Aliran Masuk		Aliran keluar	
Aliran<17> dari reaktor esterifikasi II		Aliran<18> ke reaktor tranesterifikasi	
Komponen	Berat(kg/jam)	komponen	Berat(kg/jam)
Trigliserida	31.800,7991	Trigliserida	31.800,7991
FFA	544,9457	FFA	544,9457
Metil ester	13.736,0482	Metil Ester	13.736,0482
CH ₃ OH	5.880,2186	jumlah	46.081,7929
H ₂ SO ₄	136,2364	Aliran<19> ke tanki penetralan	
H ₂ O	205,5672	Komponen	Berat(kg/jam)
		CH ₃ OH	5.880,2186
		H ₂ SO ₄	136,2364
		H ₂ O	205,5672
		Jumlah	6.222,0222
Total	52.303,8152	Total	52.303,8152

10. Mixer IV katalis (M-143)



Fungsinya : untuk mencampurkan metanol dan katalis KOH

Kebutuhan methanol untuk reaksi transesterifikasi

$$\begin{aligned}
 - \text{CH}_3\text{OH} &= 15 \times \text{Mol trigliserida} \\
 &= 15 \times 36,4007 \text{ kmol} \\
 &= 546,0098 \text{ kmol/jam} = 17.472,3145 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran<21>larutan metanol

$$\begin{aligned}
 - \text{CH}_3\text{OH} &= \text{kebutuhan metanol} \\
 &= 17.472,3145 \text{ kg/jam} \\
 &= 17.472,3145 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

- Larutan CH₃OH = Berat CH₃OH / kemurnian
= 17.472,3145 / 99%
= 17.648,8025 kg/jam
- Berat H₂O = Berat larutan CH₃OH - Berat CH₃OH
= 17.648,8025 - 17.472,3145
= 176,4880 kg/jam

Jumlah = 35.297,6051 kg/jam

Aliran<20> KOH

Kebutuhan KOH untuk reaksi transesterifikasi

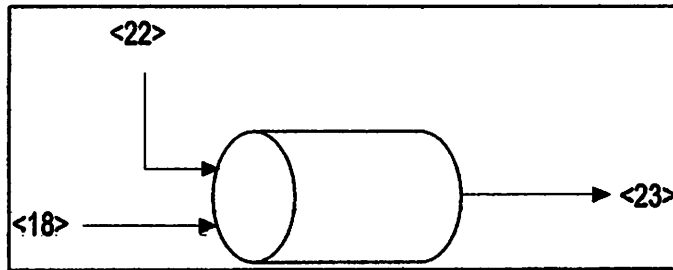
- KOH = 1% × Trigliserida
= 1% × 31.800,7991 = 318,00799 kg/jam

Aliran<22> ke reaktor transesterifikasi

- CH₃OH = 17.472,3145 kg/jam
- KOH = 318,0080 kg/jam
- H₂O = 176,4880 kg/jam
- jumlah = 17.966,8105 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<21>larutan metanol		Aliran<22> ke reaktor transesterifikasi	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
CH ₃ OH	17,472,3145	CH ₃ OH	17,472,3145
H ₂ O	176,4880	KOH	318,0080
Jumlah	17,648,8025	H ₂ O	176,4880
Aliran<20> KOH			
Komponen	Berat (kg/jam)		
KOH	318,0080		
Jumlah	318,0080		
Total	17,966,8105	Total	17,966,8105

11. Reaktor transesterifikasi (R-140)



Fungsinya : untuk mereaksikan trigliserida menjadi metil ester dengan methanol

Aliran<18> dari dekanter II

- Trigliserida	=	31.800,7991 kg/jam
- FFA	=	544,9457 kg/jam
- Metil Ester	=	13.736,0482 kg/jam
- Jumlah	=	46.081,7929 kg/jam

Aliran<22> dari mixer IV

- CH ₃ OH	=	17.472,3145 kg/jam
- KOH	=	318,0080 kg/jam
- H ₂ O	=	176,4880 kg/jam
jumlah	=	17.966,8105 kg/jam

aliran<23> ke sentrifuge II

Reaksi Tranesterifikasi yang terjadi :



Konversi reaksi = 96% \longrightarrow

- Mol trigliserida	=	36,4007 kmol/jam
- Mol Metanol	=	546,0098 kmol/jam
- Mol H ₂ O	=	9,8049 kmol/jam

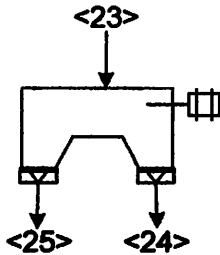
Reaksi:	Trigliserida	+ 3 Metanol	3 metil ester	+ Gliserol
Mula-mula	36,4007	546,0098	→	
Reaksi	34,9446	104,8339	104,8339	34,9446
Akhir	1,4560	441,1759	104,8339	34,9446
BM Gliserol =	92			

Maka :

Trigliserida sisa	=	1,4560 kmol/jam	=	1.272,0320 kg/jam
Metanol	=	441,1759 kmol/jam	=	14.117,6301 kg/jam
Metil ester terbentuk	=	104,8339 kmol/jam	=	30.668,5456 kg/jam
Metil ester masuk	=		=	13.736,0482 kg/jam
FFA	=		=	544,9457 kg/jam
KOH	=		=	318,0080 kg/jam
H ₂ O	=		=	176,4880 kg/jam
Gliserol terbentuk	=	34,9446 kmol/jam	=	3.215 kg/jam
jumlah			=	64.048,6035 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<18> dari dekanter II		aliran<23>ke sentrifuge II	
komponen	berat (kg/jam)	komponen	berat (kg/jam)
Trigliserida	31.800,7991	Trigliserida	1.272,0320
FFA	544,9457	Metanol	14.117,6301
Metil Ester	13.736,0482	Metil ester	44.404,5938
Jumlah	46.081,7929	FFA	544,9457
Aliran<22> dari mixer IV		KOH	318,0080
komponen	berat (kg/jam)	H ₂ O	176,4880
Metanol	17.472,3145	Gliserol	3.214,9059
KOH	318,0080		
H ₂ O	176,4880		
jumlah	17.966,8105		
Total	64.048,6035	Total	64.048,6035

12. Sentrifuge II (H153)



Fungsinya : untuk memisahkan metil ester dan gliserol serta zat pengotornya

Distribusi komponen pada lapisan atas

trigliserida	=	100%
FFA	=	100%
Metil ester	=	99%
Metanol	=	42%
gliserol	=	2,3%
KOH	=	5,9%
Air	=	3,0%

Aliran<23>dari reaktor tranesterifikasi

Trigliserida	=	1.272,0320 kg/jam
Metanol	=	14.117,6301 kg/jam
Metil ester	=	44.404,5938 kg/jam
FFA	=	544,9457 kg/jam
KOH	=	318,0080 kg/jam
H ₂ O	=	176,4880 kg/jam
Gliserol	=	3.214,9059 kg/jam
Jumlah	=	64.048,6035 kg/jam

Aliran<24>ke evaporator I

trigliserida	=	1.272,0320 kg/jam
FFA	=	544,9457 kg/jam
Metil ester	=	43.960,5479 kg/jam

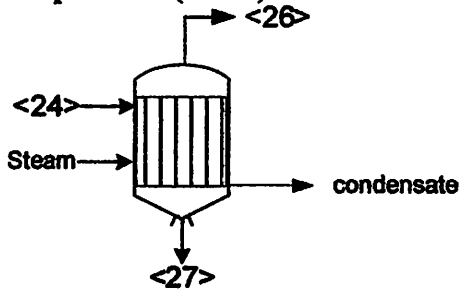
Metanol	=	5.929,4047 kg/jam
gliserol	=	73,9428 kg/jam
KOH	=	18,7625 kg/jam
Air	=	5,2946 kg/jam
jumlah	=	51.804,9301 kg/jam

Aliran<25>ke evaporator II

Metil ester	=	444,0459 kg/jam
Metanol	=	8.188,2255 kg/jam
gliserol	=	3.140,9630 kg/jam
KOH	=	299,2455 kg/jam
Air	=	171,1934 kg/jam
Jumlah	=	12.243,6733 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<23>dari reaktor tranesterifikasi		Aliran<24>ke evaporator I	
Komponen	Berat (kg)	Komponen	Berat (kg)
Trigliserida	1.272,0320	trigliserida	1.272,0320
Metanol	14.117,6301	FFA	544,9457
Metil ester	44.404,5938	Metil ester	43.960,5479
FFA	544,9457	Metanol	5.929,4047
KOH	318,0080	gliserol	73,9428
H2O	176,4880	KOH	18,7625
Gliserol	3.214,9059	Air	5,2946
		jumlah	51.804,9301
		Aliran<25>ke evaporator II	
		Komponen	Berat (kg)
		Metil ester	444,0459
		Metanol	8.188,2255
		gliserol	3.140,9630
		KOH	299,2455
		Air	171,1934
		Jumlah	12.243,6733
Total	64.048,6035	Total	64.048,6035

13. Evaporator I (V-150)



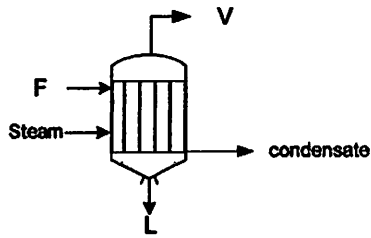
Fungsinya : untuk memisahkan methanol dan air dari metil ester

Aliran <24> dari sentrifuge II

- trigliserida	=	1.272,0320 kg/jam
- FFA	=	544,9457 kg/jam
- Metil ester	=	43.960,5479 kg/jam
- Metanol	=	5.929,4047 kg/jam
- gliserol	=	73,9428 kg/jam
- KOH	=	18,7625 kg/jam
- Air	=	5,2946 kg/jam
- jumlah	=	51.804,9301 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air dan Methanol dalam Feed} &= 5.929,4047 \text{ kg} + 5,2946 \text{ kg} \\ &= 5.934,6993 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi metil ester dalam larutan} &= \frac{43.960,55}{51.804,93} \times 100\% \\ &= 84,8578\% \end{aligned}$$



Neraca massa total

$$F = L + V$$

$$51.804,9301 = L + V$$

Metil ester dipekatkan hingga 95% sehingga:

$$F \cdot X_f = L \cdot X_l + V \cdot X_v$$

$$51.805 \times 0,85 = (L \times 0,9500) + (V \times 0)$$

$$43.960,548 = 0,9500 L$$

$$L = 46.274,2609 \text{ kg}$$

sehingga

$$V = F - L$$

$$V = 51.804,9301 \text{ kg} - 46.274,2609 \text{ kg}$$

$$V = 5.530,6692 \text{ kg/jam}$$

Air dan methanol dalam liquid (L) =

$$46.274,2609 - 1.272,0320 - 544,9457 - 43.960,5479$$

$$- 73,9428 - 18,7625$$

$$= 404,0301 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air dalam Liquid (L)} = \frac{5,2946}{5.934,6993} \times 404,03013 \text{ kg}$$

$$= 0,3605 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Metanol dalam liquid} = \frac{5.929,4047}{5.934,6993} \times 404,0301 \text{ kg}$$

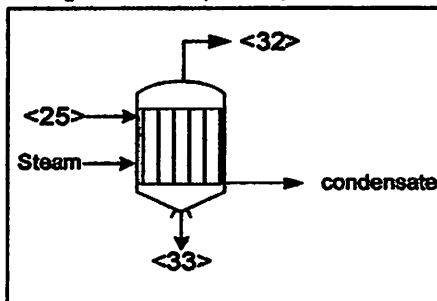
$$= 403,66967 \text{ kg/jam}$$

Air diuapkan = 5,2946 kg - 0,3605 kg
 = 4,9342 kg/jam

Metanol diuapkan = 5.929,4047 kg - 403,6697 kg
 = 5.525,7350 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<24> dari sentrifuge II		aliran<26> ke tanki penetralan	
Komponen	Berat(kg/jam)	Komponen	Berat(kg/jam)
triglserida	1.272,0320	Air	4,9342
FFA	544,9457	Metanol	5.525,7350
Metil ester	43.960,5479	Jumlah	5.530,6692
Metanol	5.929,4047	aliran<27> ke tanki pencucian	
gliserol	73,9428	Komponen	Berat(kg/jam)
KOH	18,7625	triglserida	1.272,0320
Air	5,2946	FFA	544,9457
		Metil ester	43.960,5479
		Metanol	403,6697
		gliserol	73,9428
		KOH	18,7625
		Air	0,3605
		Jumlah	46.274,2609
Total	51.804,9301	Total	51.804,9301

14. Evaporator II (V-160)



Fungsinya : untuk memisahkan methanol dari metil ester

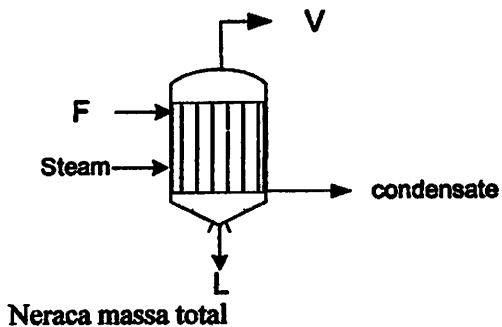
Aliran<25> dari sentrifuge II

- Metil ester = 444,0459 kg/jam
- Metanol = 8.188,2255 kg/jam
- gliserol = 3.140,9630 kg/jam
- KOH = 299,2455 kg/jam

$$\begin{aligned} - \text{ Air} &= 171,1934 \text{ kg/jam} \\ - \text{ Jumlah} &= 12.243,6733 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air dan Methanol dalam Feed} &= 8.188,2255 \text{ kg} + 171,1934 \text{ kg} \\ &= 8.359,4189 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi metil ester dalam larutan} &= \frac{444,05}{12.243,67} \times 100\% \\ &= 3,6267\% \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} F &= L + V \\ 12.243,6733 &= L + V \end{aligned}$$

Metil ester dipekatkan hingga 10% sehingga:

$$\begin{aligned} F \cdot X_f &= L \cdot X_l + V \cdot X_v \\ 12.243,6733 \times 0,03627 &= (L \times 0,1000) + (V \times 0) \\ 444,046 &= 0,1000 L \\ L &= 4.440,4594 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

sehingga

$$\begin{aligned} V &= F - L \\ V &= 12.243,6733 \text{ kg} - 4.440,4594 \text{ kg} \\ V &= 7.803,2140 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air dan methanol dalam liquid (L) =

$$4.440,4594 - 444,0459 - 3.140,9630 - 299,2455$$

$$= 556,2049 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air dalam Liquid (L)} = \frac{171,1934}{8.359,4189} \times 556,20489 \text{ kg/jam}$$

$$= 11,3906 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Metanol dalam liquid} = \frac{8.188,2255}{8.359,4189} \times 556,2049 \text{ kg/jam}$$

$$= 544,81432 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air diuapkan} = 171,1934 \text{ kg} - 11,3906 \text{ kg}$$

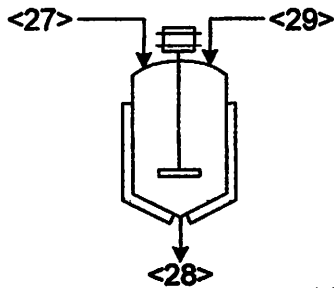
$$= 159,8028 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Metanol diuapkan} = 8.188,2255 \text{ kg} - 544,8143 \text{ kg}$$

$$= 7.643,4112 \text{ kg/jam}$$

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<25> dari sentrifuge II		aliran<32> ke tanki penetralan	
Komponen	Berat(kg/jam)	Komponen	Berat(kg/jam)
Metil ester	444,0459	Air	159,8028
Metanol	8.188,2255	Metanol	7.643,4112
gliserol	3.140,9630	Jumlah	7.803,2140
KOH	299,2455	aliran<33> ke tanki gliserol	
Air	171,1934	Komponen	Berat(kg/jam)
		Metil ester	444,0459
		Metanol	544,8143
		gliserol	3.140,9630
		KOH	299,2455
		Air	11,3906
		Jumlah	4.440,4594
Total	12.243,6733	Total	12.243,6733

15. Tangki pencucian (M-170)



Fungsi: menghilangkan zat pengotor dalam metil ester dengan menggunakan magnesol

Pencucian menggunakan magnesol, diasumsikan magnesol menyerap 90% pengotor dalam metil ester. Magnesol yang ditambahkan pada pencucian sebesar 10% dari total feed

Aliran<27> dari evaporator I

- trigliserida	=	1.272,0320 kg/jam
- FFA	=	544,9457 kg/jam
- Metil ester	=	43.960,5479 kg/jam
- Metanol	=	403,6697 kg/jam
- gliserol	=	73,9428 kg/jam
- KOH	=	18,7625 kg/jam
- Air	=	0,3605 kg/jam
<hr/>		
- Jumlah	=	46.274,2609 kg/jam

Aliran<29> magnesol

- Magnesol	=	10% × 46.274,2609 kg/jam
	=	4.627,4261 kg/jam

Aliran<28> ke filter press

- trigliserida	=	127,2032 kg/jam
- FFA	=	54,4946 kg/jam
- Metil ester	=	43.960,5479 kg/jam
- Metanol	=	40,3670 kg/jam
- gliserol	=	7,3943 kg/jam
- KOH	=	1,8762 kg/jam

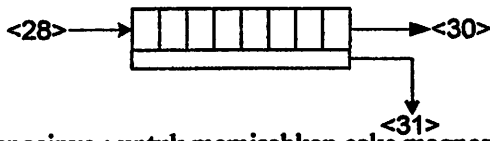
- Air	=	0,0360 kg/jam
jumlah	=	44.191,9192 kg/jam

Bahan yang diabsorpsi oleh magnesol

- triglserida	=	1.144,8288 kg/jam
- FFA	=	490,4511 kg/jam
- Metanol	=	363,3027 kg/jam
- gliserol	=	66,5486 kg/jam
- KOH	=	16,8862 kg/jam
- Air	=	0,3244 kg/jam
jumlah	=	2.082,3417 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<27> dari evaporator I		Aliran<28> ke filter press	
Komponen	Berat(kg)	Komponen	Berat(kg)
triglserida	1.272,0320	triglserida	127,2032
FFA	544,9457	FFA	54,4946
Metil ester	43.960,5479	Metil ester	43.960,5479
Metanol	403,6697	Metanol	40,3670
gliserol	73,9428	gliserol	7,3943
KOH	18,7625	KOH	1,8762
Air	0,3605	Air	0,0360
Jumlah	46.274,2609	jumlah	44.191,9192
Aliran<29> magnesol		Komponen yang diadsorpsi	
Komponen	Berat(kg)	Komponen	Berat(kg)
Magnesol	4.627,4261	triglserida	1.144,8288
		FFA	490,4511
		Metanol	363,3027
		gliserol	66,5486
		KOH	16,8862
		Air	0,3244
		Magnesol	4.627,4261
Total	50.901,6870	Total	50.901,6870

16. Filter press (H175)



Fungsinya : untuk memisahkan cake magnesol dengan metil ester

Aliran<28> dari tangki pencuci

- triglserida	=	127,2032 kg/jam
- FFA	=	54,4946 kg/jam
- Metil ester	=	43.960,5479 kg/jam
- Metanol	=	40,3670 kg/jam
- gliserol	=	7,3943 kg/jam
- KOH	=	1,8762 kg/jam
- Air	=	0,0360 kg/jam
Jumlah	=	44.191,9192 kg/jam

Komponen yang diadsorpsi

- triglserida	=	1.144,8288 kg/jam
- FFA	=	490,4511 kg/jam
- Metanol	=	363,3027 kg/jam
- gliserol	=	66,5486 kg/jam
- KOH	=	16,8862 kg/jam
- Air	=	0,3244 kg/jam
jumlah	=	2.082,3417 kg/jam

Komponen yang mengadsorbsi

- Magnesol	=	4.627,4261 kg/jam
Total masuk filter press	=	50.901,6870 kg/jam

Aliran<30> ke storage biodiesel

- triglserida	=	127,2032 kg/jam
- FFA	=	54,4946 kg/jam
- Metil ester	=	43.960,5479 kg/jam

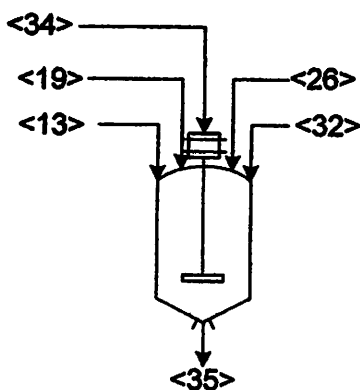
- Metanol	=	40,3670 kg/jam
- gliserol	=	7,3943 kg/jam
- KOH	=	1,8762 kg/jam
- Air	=	0,0360 kg/jam
<hr/>		
Jumlah	=	44.191,9192 kg/jam

Aliran ke magnesol cake

- trigliserida	=	1.144,8288 kg/jam
- FFA	=	490,4511 kg/jam
- Metanol	=	363,3027 kg/jam
- gliserol	=	66,5486 kg/jam
- KOH	=	16,8862 kg/jam
- Air	=	0,3244 kg/jam
- Magnesol	=	4.627,4261 kg/jam
<hr/>		
Jumlah	=	6.709,7678 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<28> dari tangki pencuci		Aliran<30> ke storage biodiesel	
Komponen	Berat(kg/jam)	Komponen	Berat(kg/jam)
triglycerida	127,2032	triglycerida	127,2032
FFA	54,4946	FFA	54,4946
Metil ester	43.960,5479	Metil ester	43.960,5479
Metanol	40,3670	Metanol	40,3670
gliserol	7,3943	gliserol	7,3943
KOH	1,8762	KOH	1,8762
Air	0,0360	Air	0,0360
Jumlah	44.191,9192	jumlah	44.191,9192
Komponen yang diadsorpsi		Aliran<31>ke magnesol cake	
Komponen	Berat(kg/jam)	Komponen	Berat(kg/jam)
triglycerida	1.144,8288	triglycerida	1.144,8288
FFA	490,4511	FFA	490,4511
Metanol	363,3027	Metanol	363,3027
gliserol	66,5486	gliserol	66,5486
KOH	16,8862	KOH	16,8862
Air	0,3244	Air	0,3244
Jumlah	2.082,3417	Magnesol	4.627,4261
Komponen yang mengadsorpsi		Jumlah	6.709,7678
Komponen	Berat(kg/jam)		
Magnesol	4.627,4261		
Total	50.901,6870	Total	50.901,6870

17. Tanki penetralan (R-180)



Fungsi : untuk menetralkan asam sulfat yang tercampur

di dalam larutan metanol dengan menambahkan basa kuat

Aliran<13> dari decanter I

- Metanol	=	29.401,093 kg/jam
- H ₂ SO ₄	=	681,182 kg/jam
- Air	=	1.027,836 kg/jam
- jumlah	=	31.110,111 kg/jam

Aliran<19> dari decanter II

- Metanol	=	5.880,2186 Kg/jam
- H ₂ SO ₄	=	136,2364 Kg/jam
- Air	=	205,5672 Kg/jam
- jumlah	=	6.222,0222 Kg/jam

Aliran<26> dari evaporator I

- Air	=	4,9342 Kg/jam
- Metanol	=	5.525,7350 Kg/jam
- Jumlah	=	5.530,6692 Kg/jam

Aliran<32> dari evaporator II

- Air	=	159,8028 Kg/jam
- Metanol	=	7.643,4112 Kg/jam
- Jumlah	=	7.803,2140 Kg/jam

Penetralan H₂SO₄ menggunakan basa kuat yaitu CaOH dengan reaksi :



$$\begin{aligned} \text{Total H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} &= 681,182 \rightarrow 136,2364 \\ &= 817,4185 \text{ kg/jam} \\ &= 8,3410 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran<34> Ca(OH)₂

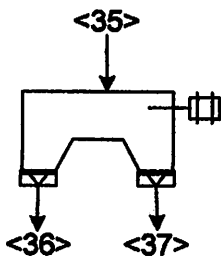
$$\begin{aligned} \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ dibutuhkan} &= 1 \times \text{mol H}_2\text{SO}_4 \\ &= 1 \times 8,3410 \\ &= 8,3410 \text{ Kg/jam} \\ &= 617,2344 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

asumsi reaksi berjalan 100%

	H_2SO_4	+ $\text{Ca}(\text{OH})_2$	\longrightarrow	CaSO_4	+ $2\text{H}_2\text{O}$
mula-mula	8,3410	8,3410			
Bereaksi	8,3410	8,3410		8,3410	16,6820
Akhir	0	0		8,3410	16,6820
CaSO_4 terbentuk	=	8,3410	kmol	=	1.134,3767 kg/jam
Air terbentuk	=	16,6820	kmol	=	300,2762 kg/jam
Air masuk	=			=	1.398,1404 kg/jam
Total air	=			=	1.698,4166 kg/jam
Metanol masuk	=			=	48.450,4576 kg/jam
Jumlah	=			=	51.283,2509 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<13> dari decanter I		Aliran<35> ke centrifuge III	
komponen	berat (kg/jam)	komponen	berat (kg/jam)
Metanol	29.401,0929	CaSO ₄	1.134,3767
H ₂ SO ₄	681,1821	Air	1.698,4166
Air	1.027,8362	Metanol	48.450,4576
jumlah	31.110,1111		
Aliran<19> dari decanter II			
komponen	berat (kg/jam)		
Metanol	5.880,2186		
H ₂ SO ₄	136,2364		
Air	205,5672		
jumlah	6.222,0222		
Aliran<26> dari evaporator I			
komponen	berat (kg/jam)		
Air	4,9342		
Metanol	5.525,7350		
Jumlah	5.530,6692		
Aliran<32> dari evaporator II			
komponen	berat (kg/jam)		
Air	159,8028		
Metanol	7.643,4112		
Jumlah	7.803,2140		
Aliran<34> Ca(OH) ₂			
komponen	berat (kg/jam)		
Ca(OH) ₂	617,2344		
Total	51.283,2509	Total	51.283,2509

18. Centrifuge III (H-182)



Fungsi : untuk memisahkan garam kalsium sulfat dari larutan methanol

Aliran<35> dari tanki penetralan

- CaSO ₄	=	1.134,3767 kg/jam
- Air	=	1.698,4166 kg/jam
- Metanol	=	48.450,4576 kg/jam
- Jumlah	=	51.283,2509 kg/jam

Aliran<36> ke storage kalsium sulfat

Kelarutan kalsium sulfat di dalam air sangat kecil sekali yaitu

0,0021 g/ 100 ml air karena itu diasumsikan kalsium sulfat dapat terpisah

100%

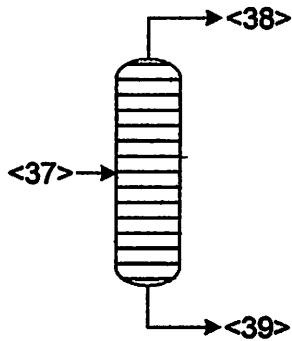
- CaSO ₄	=	1.134,3767 kg/jam
---------------------	---	-------------------

Aliran<37> ke destilasi

- Air	=	1.698,4166 kg/jam
- Metanol	=	48.450,4576 kg/jam
- Jumlah	=	50.148,8742 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<35> dari tanki penetralan		Aliran<36> ke storage CaSO ₄	
komponen	berat (kg/jam)	komponen	berat (kg/jam)
CaSO ₄	1.134,3767	CaSO ₄	1.134,3767
Air	1.698,4166	Aliran<37> ke destilasi	
Metanol	48.450,4576	Komponen	berat (kg/jam)
		H ₂ O	1.698,4166
		Metanol	48.450,4576
		Jumlah	50.148,8742
Total	51.283,2509	Total	51.283,2509

19. Destilasi (D-190)



Fungsinya : untuk memisahkan methanol dari air

Aliran<37> dari centrifuge 3

- Air	=	1.698,4166 kg/jam
- Metanol	=	48.450,4576 kg/jam
jumlah	=	50.148,8742 kg/jam

Perhitungan fraksi komponen feed yang masuk pada flash drum

Komponen	Mol	Fraksi
Air	94,3565	0,0587
Metanol	1.514,0768	0,9413
jumlah	1.608,4333	1,0000

Kondisi flash drum

Tekanan trial (P) = 1 atm = 760 mmHg

Feed dari aliran<38> = 50.148,8742 kg/jam

Perhitungan tekanan uap dengan rumus

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

Dimana :

P = tekanan uap mmHg

T = Suhu

A,B,C,D,E,F = Konstanta Antoine

Parameter persamaan Antoine

Komponen	A	B	C
methanol	16,5938	3664,3	239,76
air	16,262	3799,89	226,35

Pada perhitungan Flash drum harus memenuhi syarat diantaranya yaitu

- Pada perhitungan dew point $\sum X_i = 1$

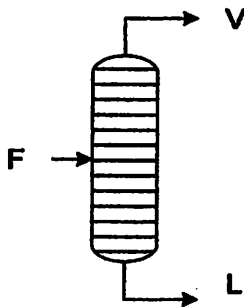
Dimana $\sum X_i = \sum (K_i/Z_i)$

- Pada perhitungan bubble point $\sum Y_i = 1$

Dimana $\sum Y_i = \sum (K_i \cdot Z_i)$

Dimana K_i adalah Konstanta kesetimbangan komponen (P_i/P)

Z_i = mol fraksi komponen feed



Konsentrasi metanol dalam destilat sebesar 99%

Komponen	Mol Feed	Destilat	(x) Destilat	Bottom	(x) Bottom
methanol	1.514,0768	1.133,2050	0,979484	380,8718	0,8436
air	94,3565	23,7357	0,020516	70,6207	0,1564
Jumlah	1.608,4333	1.156,9407	1,0000	451,4926	1,0000

Perhitungan Dew point pada vapor (V)

suhu trial = 67,661 °C = 340,811 K

Komponen	(x) Destilat	ln Psat	Psat	Ki	Xi
methanol	0,9795	4,6743	803,7544	1,0576	0,9262
air	0,0205	3,3377	211,1704	0,2779	0,0738
Jumlah	1,0000				1,0000
α_i					
	3,2600				
	0,8565				

Perhitungan bubble point pada bottom (L)

$$\text{suhu trial} = 69,376 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,526 \text{ K}$$

Komponen	(x) Bottom	ln Psat	Psat	Ki	Y
methanol	0,8436	4,7405	858,7149	1,1299	0,9532
air	0,1564	3,4127	227,6107	0,2995	0,0468
Jumlah	1,0000				1,0000
	α_i				
	3,7727				
	1,0000				

Perhitungan Distribusi komposisi

Komponen	α_{distilat}	α_{bottom}	α_{average}
methanol	3,2600	3,7727	3,5070
air	0,8565	1,0000	0,9255

Menghitung jumlah stage teoritis untuk menentukan distribusi komponen dengan rumus

$$N_M = \frac{\log[(x_{LD} D / x_{HD})(x_{HW} W / x_{LW} W)]}{\log(\alpha_{1,av})}$$

Dimana :

X_{LD} = Fraksi light key di produk atas

D = Mol produk atas

X_{HD} = Fraksi heavy key di produk atas

X_{HW} = Fraksi heavy key di produk bawah

X_{LW} = Fraksi light key di produk bawah

W = Mol produk bawah

$\alpha_{1,av}$ = Relatif volatility komponen light key

$$N_M = \frac{\log[(0,9967 / 0,0000324)(0,0018 / 0,0233)]}{\log(3,08)}$$

$$= 1,738$$

Perhitungan distribusi komposisi yang baru

Komponen	$x_d D/x_w W$	$x_w W$ (kmol)	$x_d D$
methanol	2,9753	380,8718	1133,2050
air	0,2938	72,9313	21,4252
Jumlah		453,8031	1.154,6302

Dari tabel distribusi komposisi yang baru maka diperoleh fraksi tiap komponen

Komponen	Y_i	X_i
methanol	0,9814	0,8393
air	0,0186	0,1607
Jumlah	1,00000	1,00000

Vapour

Aliran<38> ke storage metanol

- Metanol	=	1.133,2050 kmol	=	36.262,5591 kg/jam
- Air	=	21,4252 kmol	=	385,6537 kg/jam
jumlah			=	36.648,2128 kg/jam

Aliran<39> waste

- methanol	=	380,8718 kmol	=	12.187,8985 kg/jam
- air	=	72,9313 kmol	=	1.312,7629 kg/jam
jumlah			=	13.500,6614 kg/jam

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran<37> dari centrifuge 3		Aliran<38> ke storage metanol	
Komponen	Berat(kg)	Komponen	Berat(kg)
Air	1.698,4166	Metanol	36.262,5591
Metanol	48.450,4576	Air	385,6537
		Jumlah	36.648,2128
		Aliran<39> waste	
		Komponen	Berat(kg)
		methanol	12.187,8985
		air	1.312,7629
		jumlah	13.500,6614
Total	50.148,8742	Total	50.148,8742

APPENDIKS B NERACA PANAS

Pabrik ini didirikan dengan kapasitas = 350000 ton/tahun

Basis perhitungan = 330 hari/tahun

Kapasitas produksi = 350000 ton/tahun

$$= 350000 \text{ ton/tahun} / 330 \text{ hari/tahun}$$

$$= 1060,606 \text{ ton/hari} \cdot 1000 \text{ Kg/ton}$$

$$= 1060606 \text{ kg/hari}$$

$$= 46134,918 \text{ kg/jam}$$

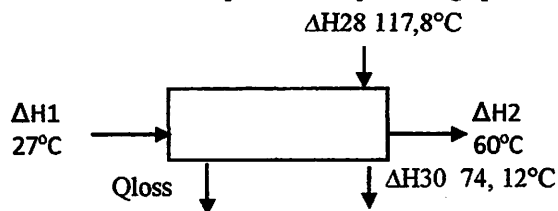
Kandungan minyak dalam biji nyamplung = 40%

Biji nyamplung yang diproses setiap hari = 115337,2953 kg/jam

Basis perhitungan 1 jam operasi

1 Heater I (E-112)

Pada aliran <2> terdapat beberapa energi panas seperti pada gambar



Heater I digunakan untuk menyesuaikan suhu bahan sebelum masuk mixer I

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H2 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : $\Delta H1$ = Kandungan panas bahan masuk dari screw press

$\Delta H2$ = Kandungan panas bahan keluar heater I

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Komposisi gum diasumsikan sama dengan komposisi ampas :

Protein = 39%

Karbohidrat = 28,32%

Serat = 27,23%

Abu = 5,45%

$$C_p = 4,18X_{\text{air}} + 1,711X_{\text{protein}} + 1,928X_{\text{lemak}} + 1,547X_{\text{karbohidrat}} + 0,908X_{\text{abu}}$$

$$C_p \text{ Gum} = 1,6799 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} = 0,4015 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

A. Menghitung kandungan panas bahan masuk heater I (ΔH_1)

Komponen	Massa (kg)	T ($^\circ\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^\circ\text{C}$)	H (kkal)
Gum	710,4777	27	0,4	568,38216
FFA	13623,641	27	0,5	13623,641
Trigliserida	31800,799	27	0,5	31800,799
Air	115,3373	27	1	230,6746
ΔH_1				46223,497

B. Menghitung kandungan panas bahan keluar heater I (ΔH_2)

Komponen	Massa (kg)	T ($^\circ\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^\circ\text{C}$)	H (kkal)
Gum	710,4777	60	0,4	9946,6878
FFA	13623,641	60	0,5	238413,72
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,98
Air	115,3373	60	1	4036,8055
ΔH_2				808911,2

C. Panas yang hilang selama proses (Q_{loss})

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5 \% \text{ Panas masuk} \\ &= 5 \% \Delta H_1 \\ &= 5\% \times 808911,2 \text{ kkal} \\ &= 40445,56 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah panas steam (Q_{steam})

$$\text{Panas Masuk} = \text{Panas Keluar}$$

$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$46223,497 + Q_{\text{steam}} = 808911,2 + 40445,56$$

$$Q_{\text{steam}} = 803133,26 \text{ kkal}$$

Direncanakan Q_{steam} diganti dengan panas dari bahan yang akan masuk cooler E-171 maka :

Aliran bahan yang keluar dari evaporator I (ΔH_{28})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	117,8	0,5	59052,9485
FFA	544,94565	117,8	0,5	25298,6155
Metil Ester	43960,548	117,8	0,5	2040829,198
Gliserol	73,942835	117,8	0,62	4256,5853
KOH	18,762471	117,8	0,35	609,7217
Air	0,36	117,8	1	33,47099
Metanol	403,67	117,8	0,93	34856,4077
Total				2164936,948

Aliran bahan yang akan masuk heater III (ΔH_{30})

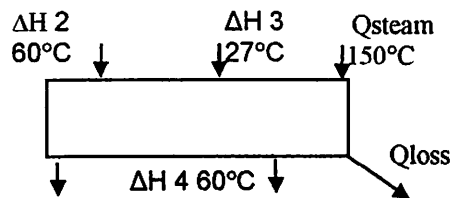
Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	74,12	0,5	31240,6013
FFA	544,94565	74,12	0,5	13383,6494
Metil Ester	43960,548	74,12	0,5	1079653,6487
Gliserol	73,942835	74,12	0,62	2251,8484
KOH	18,762471	74,12	0,35	322,5592
Air	0,36	74,12	1	17,7071
Metanol	403,67	74,12	0,93	18439,9791
Total				1145309,9932

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 10 \% \times \Delta H_{28} \\ &= 216493,69 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ yang digunakan sebagai media pemanas} &= -803133,26 \text{ kkal} \\ &= 803133,26 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_1		ΔH_2	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Gum	568,4	Gum	9946,6878
FFA	13623,6	FFA	238413,72
Trigliserida	31800,799	Trigliserida	556513,98
Air	230,6746	Air	4036,8055
Jumlah	46223,497	Jumlah	808911,2
Steam		Qloss	
Qsteam	803133,3	Qloss	40445,56
Total	849356,8	Total	849356,8

2. Mixing I (M-110)



Mixing I digunakan untuk mengikat getah dalam minyak dengan asam fosfat

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_2 = Kandungan panas bahan masuk dari heater I (E-112)

ΔH_3 = Kandungan panas larutan H_3PO_4

ΔH_4 = Kandungan panas ke centrifuge I

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, Hal. 118, 1996)

A. Kandungan panas keluar Heater I (ΔH_2)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Gum	710,4777	60	0,4	9946,6878
FFA	13623,641	60	0,5	238413,72
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,98
H ₂ O	115,3373	60	1	4036,8055
ΔH_2				808911,2

B. Kandungan panas larutan H₃PO₄ (ΔH_3)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
H ₃ PO ₄	23,0675	27	0,4	18,454
H ₂ O	4,0707	27	1	8,1422141
Total				26,596214

C. Kandungan panas ke centrifuge I (ΔH_4)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Gum	710,4777	60	0,4	9946,6878
FFA	13623,64	60	0,5	238413,72
Trigliserida	31800,80	60	0,5	556513,98
H ₃ PO ₄	23,0675	60	0,4	322,945
H ₂ O	119,4080	60	1	4179,6979
Total				809377,04

D. Panas yang hilang

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\
 &= 5\% \times 809377,04 \\
 &= 40446,89 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

E. Panas steam

$$\begin{aligned}
 \text{Panas Masuk} &= \text{Panas Keluar} \\
 \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{\text{steam}} &= \Delta H_4 + Q_{\text{loss}} \\
 808911,2 + 26,5962 + Q_{\text{steam}} &= 809377,04 + 40446,89 \\
 Q_{\text{steam}} &= 40886,13 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$T = 150 \text{ } ^\circ\text{C}$$

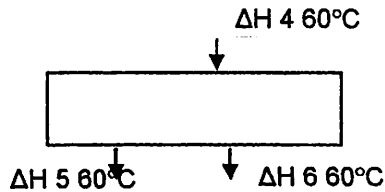
$$P = 476 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas latent} &= 2113,2 \text{ kJ/kg} \\
 &= 505,06692 \text{ kkal/kg} \quad (\text{Van ness, 1996})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Steam yang dibutuhkan} &= Q_{\text{steam}}/\lambda \\
 &= 40886,131 / 505,06692 \\
 &= 80,951908 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_2		ΔH_4	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Gum	9946,6878	Gum	9946,6878
FFA	238413,72	FFA	238413,72
Trigliserida	556513,98	Trigliserida	556513,98
H ₂ O	4036,8055	H ₃ PO ₄	322,945
Jumlah	808911,2	H ₂ O	4179,6979
ΔH_3		Jumlah	809377,04
H ₃ PO ₄	18,454	Q _{loss}	
H ₂ O	8,1422141	Q _{loss}	40446,89
Jumlah	26,596214		
Steam			
Q _{steam}	40886,1		
Total	849823,93	Total	849823,93

3. Centrifuge I (H-125)



Fungsinya memisahkan gum dari minyak

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H 4 = \Delta H 5 + \Delta H 6$$

Dimana : $\Delta H 4$ = Kandungan panas bahan masuk dari mixer I

$\Delta H 5$ = Kandungan panas ke waste

$\Delta H 6$ = Kandungan panas ke reaktor esterifikasi I

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, Hal. 118, 1996)

A. Kandungan panas dari mixer I ($\Delta H 4$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Gum	710,4777	60	0,4	9946,6878
FFA	13623,641	60	0,5	238413,72
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,98
H ₃ PO ₄	23,0675	60	0,4	322,945
H ₂ O	119,4080	60	1	4179,6979
Total				809377,04

B. Kandungan panas ke waste ($\Delta H 5$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Gum	710,4777	60	0,4	9946,688
H ₃ PO ₄	23,0675	60	0,4	322,9450
H ₂ O	119,4080	60	1	4179,6979
Total				14449,33

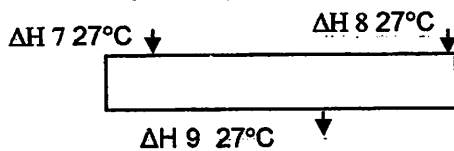
C. Kandungan panas ke reaktor esterifikasi I ($\Delta H 6$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,98
FFA	13623,641	60	0,5	238413,72
Total				794927,71

Neraca panas total centrifuge I

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$\Delta H 4$		$\Delta H 5$	
Komponen	Energi (Kkal)	Komponen	Energi (Kkal)
Gum	9946,688	Gum	9946,688
FFA	238413,723	H ₃ PO ₄	322,945
Trigliserida	556513,984	H ₂ O	4179,698
H ₃ PO ₄	322,945	Jumlah	14449,331
H ₂ O	4179,698	$\Delta H 6$	
Jumlah	809377,038	FFA	556513,984
		Trigliserida	238413,723
		Jumlah	794927,707
Total	809377,038	Total	809377,038

4. Mixer II (M-122)



Fungsinya : Mencampurkan metanol dan katalis asam sulfat

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H 7 + \Delta H 8 = \Delta H 9$$

Dimana : $\Delta H 7$ = Kandungan panas larutan metanol

$\Delta H 8$ = Kandungan panas bahan larutan H₂SO₄

$\Delta H 9$ = Kandungan panas bahan ke reaktor esterifikasi I

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Kebutuhan Metanol untuk reaksi esterifikasi

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{OH} &= 2 \times \text{Berat FFA} \\ &= 2 \times 13623,641 \\ &= 30653,19 \text{ Kg} \quad (\text{Garpen Van J, 2004}) \end{aligned}$$

Kebutuhan Asam Sulfat untuk reaksi esterifikasi

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 &= 0,05 \times \text{Berat FFA} \\ &= 0,05 \times 13623,641 \\ &= 681,18207 \text{ Kg} \end{aligned}$$

A. Kandungan panas larutan metanol ($\Delta H 7$)

Kemurnian Metanol = 99 %

Kebutuhan Metanol = 30653,19 Kg

$$\begin{aligned} \text{Larutan CH}_3\text{OH} &= \text{Berat CH}_3\text{OH} / \text{Kemurnian} \\ &= 30653,19 / 99\% \\ &= 30962,82 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \text{Berat Larutan CH}_3\text{OH} - \text{Berat CH}_3\text{OH} \\ &= 30962,8211 - 30653,19 \\ &= 309,6282 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	30653,19	27	0,93	57014,9388
H ₂ O	309,6282	27	1	619,3183
Total				57634,2572

B. Kandungan panas larutan H₂SO₄ ($\Delta H 8$)Kemurnian H₂SO₄ = 98%Kebutuhan H₂SO₄ = 681,18207 Kg
$$\begin{aligned} \text{Larutan H}_2\text{SO}_4 &= \text{Berat H}_2\text{SO}_4 / \text{Kemurnian} \\ &= 681,1821 / 98\% \\ &= 695,0837 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \text{Berat Larutan H}_2\text{SO}_4 - \text{Berat H}_2\text{SO}_4 \\ &= 695,0837 - 681,18207 \\ &= 13,9017 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
H ₂ SO ₄	681,1821	27	0,66	899,1603
H ₂ O	13,9017	27	1	27,80613
Total				926,9665

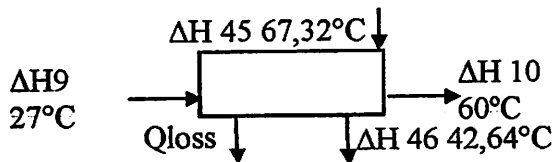
C. Kandungan panas ke reaktor esterifikasi I ($\Delta H 9$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	30653,193	27	0,93	57014,94
H ₂ SO ₄	681,1821	27	0,66	899,160
H ₂ O	323,5299	27	1	647,125
Total				58561,22

Neraca panas total Mixer II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kkal)	Komponen	Energi (Kkal)
$\Delta H 7$		$\Delta H 9$	
CH ₃ OH	57014,9388	CH ₃ OH	57014,939
H ₂ O	619,3183	H ₂ SO ₄	899,1604
Jumlah	57634,2572	H ₂ O	647,1245
$\Delta H 8$		Jumlah	58561,22
H ₂ SO ₄	899,1603		
H ₂ O	27,8061		
Jumlah	926,9665		
Total	58561,22	Total	58561,22

5. Heater II (E-121)



Aliran <10> di heater II

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H9 + Q_{\text{steam}} = \Delta H10 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : $\Delta H9$ = Kandungan panas bahan masuk Heater II $\Delta H10$ = Kandungan panas bahan keluar heater II

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

A. Kandungan panas masuk heater II ($\Delta H9$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	30653,193	27	0,93	57014,939
H ₂ SO ₄	681,1821	27	0,66	899,16037
H ₂ O	323,5299	27	1	647,12451
Total				58561,224

B. Menghitung kandungan panas ke reaktor esterifikasi I (ΔH_{10})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
CH ₃ OH	30653,19	60	0,93	997761,4
H ₂ SO ₄	681,1821	60	0,663	15806,8
H ₂ O	323,5299	60	1	11324,7
Total				1024893

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\ &= 5\% \times 1024892,94 = 51244,65 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah panas yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_9 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{10} + Q_{\text{loss}}$$

$$58561,224 + Q_{\text{steam}} = 1024892,94 + 51244,64708$$

$$Q_{\text{steam}} = 1017576,36 \text{ kkal}$$

Direncanakan Q_{steam} diganti dengan panas dari bahan yang akan masuk cooler E-191 maka :

Kandungan panas dari kondensor III (ΔH_{45})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (Kcal)
CH ₃ OH	47965,953	67,318	0,93	1887725,316
H ₂ O	484,502	67,318	1	20505,08287
Total				1908230,399

Kandungan panas masuk ke cooler V (ΔH_{46})

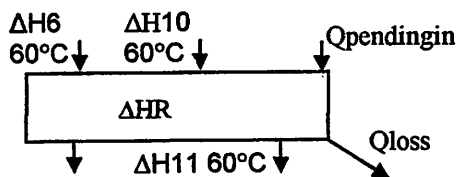
Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (Kcal)
CH ₃ OH	47965,953	42,636	0,93	786697,1601
H ₂ O	484,502	42,636	1	8545,358967
Total				795242,519

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\ &= 95411,52 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{bahan yang digunakan sebagai media pemanas}} &= -1017576 \text{ kkal} \\ &= 1017576,4 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_9		ΔH_{10}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	57014,93898	CH ₃ OH	997761,43
H ₂ SO ₄	899,160372	H ₂ SO ₄	15806,83
H ₂ O	647,124506	H ₂ O	11324,68
Jumlah	58561,22386	Jumlah	1024892,94
Steam		Qloss	
Qsteam	1017576,36	Qloss	51244,647
Total	1076137,589	Total	1076137,589

6. Reaktor esterifikasi I (R-120)



Fungsinya untuk mengurangi kadar FFA dalam minyak

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_6 + \Delta H_{10} + Q_{pendingin} = \Delta H_{11} + Q_{loss}$$

Dimana : ΔH_6 = Kandungan panas bahan dari centrifuge I

ΔH_{10} = Kandungan panas bahan dari heater II

ΔH_{11} = Kandungan panas bahan ke dekanter I

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

A. Kandungan panas dari centrifuge I (ΔH_6)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,98
FFA	13623,641	60	0,5	238413,72
Total				794927,71

B. Kandungan panas dari heater II (ΔH 10)

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}$ C)	Cp (kkal/kg $^{\circ}$ C)	H (kkal)
CH ₃ OH	30653,193	60	0,93	997761,43
H ₂ SO ₄	681,1821	60	0,66	15735,307
H ₂ O	323,5299	60	1	11324,679
Total				1024821,4

C. Kandungan panas ke dekanter I (ΔH 11)

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}$ C)	Cp (kkal/kg $^{\circ}$ C)	H (kkal)
FFA	2724,728	60	0,5	47682,745
CH ₃ OH	29401,093	60	0,93	957005,57
Metil Ester	11446,707	60	0,5	200317,37
H ₂ O	1027,8362	60	1	35977,864
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,98
H ₂ SO ₄	681,1821	60	0,66	15735,307
Total				1813232,8

Di dalam reaktor esterifikasi terjadi reaksi yang menimbulkan panas, sehingga hal ini juga mempengaruhi neraca panas. Adapun perhitungannya :

Reaksi : FFA + Metanol \rightarrow Metil Ester + Air

FFA yang bereaksi = 39 kmol

Metanol yang bereaksi = 39 kmol

Metil Ester yang terbentuk = 39 kmol

Air yang terbentuk = 39 kmol

ΔH_f 25 FFA = -149752,7 kkal/kmol

ΔH_f 25 Metanol = -238660 J/mol (Van Ness, 1996)

= -57041,11 kkal/kmol

ΔH_f 25 Metil Ester = -146801 kkal/kmol

ΔH_f 25 Air = -285830 J/mol (Van Ness, 1996)

= -68315,01 kkal/kmol

Komponen	Kmol	ΔH_f 25	ΔH_f 25
		(kkal/kmol)	(kkal)
FFA	39	-149752,7	-5859538
CH ₃ OH	39	-57041,11	-2231910
Metil ester	39	-146801	-5744042
Air	39	-68315,01	-2673037

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
FFA	10898,9	60	0,5	190730,84
CH ₃ OH	1252,1	60	0,93	40755,829
Metil ester	11446,7	60	0,5	200317,23
Air	704,31	60	1	24653,168

$$\begin{aligned}\Delta H F 25 \text{ Reaktan} &= \Delta H \text{ FFA} + \Delta H \text{ Metanol} \\ &= -5859538 + -2231910 \\ &= -8091448 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H F 25 \text{ Produk} &= \Delta H \text{ Metil ester} + \Delta H \text{ Air} \\ &= -5744042 + -2673037 \\ &= -8417079 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H F 25 &= m\Delta H F 25 \text{ Produk} - m\Delta H F 25 \text{ Reaktan} \\ &= -8417079 - -8091448 \\ &= -325631,1 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaktan} &= \Delta H \text{ FFA} + \Delta H \text{ Metanol} \\ &= (m \cdot C_p \Delta T)_{\text{FFA}} + (m \cdot C_p \Delta T)_{\text{Metanol}} \\ &= 190730,84 + 40755,829 \\ &= 231486,67 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Produk} &= \Delta H \text{ Metil ester} + \Delta H \text{ Air} \\ &= 200317,23 + 24653,168 \\ &= 224970,4 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H R &= \Delta H F 25 + \Delta H F \text{ Produk} - \Delta H F \text{ Reaktan} \quad (\text{Levenspiel}) \\ &= -325631,1 + 224970,4 - 231486,67 \\ &= -332147,4 \text{ kkal} \quad (\text{eksotermis})\end{aligned}$$

$$Q = 332147,36 \text{ kkal}$$

C. Panas yang hilang (Qloss)

$$\begin{aligned}Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\ &= 5\% \times 1819749,1 \\ &= 90987,456 \text{ kkal}\end{aligned}$$

D. Panas steam (Qsteam)

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_6 + \Delta H_{10} + \Delta H R + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{11} + Q_{\text{loss}}$$

$$794928 + 1024821,4 + 332147 + Q_{\text{pendingin}} = 1813232,84 + 90987,45623$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -247676,2 \text{ kkal}$$

Air pendingin masuk pada suhu = 27 °C

Air pemanas masuk pada suhu = 60 °C

Maka Kebutuhan air pendingin

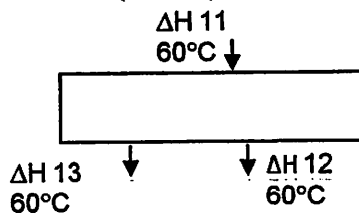
$$Q = m C_p \Delta T$$

$$247676,18 = m \cdot 1 \cdot (60 - 27)$$

$$m = 7505,3388 \text{ kg}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_6		ΔH_{11}	
Trigliserida	556513,9843	FFA	47682,745
FFA	238413,7228	CH ₃ OH	957005,574
Jumlah	794927,707	Metil ester	200317,369
ΔH_{10}		H ₂ O	35977,864
CH ₃ OH	997761,4322	Trigliserida	556513,9843
H ₂ SO ₄	15735,30651	H ₂ SO ₄	15735,30651
H ₂ O	11324,67885	Jumlah	1813232,843
Jumlah	1024821,418		
ΔHR	332147,3559		
Qpendingin	-247676,18	Qloss	90987,45623
Total	1904220,3	Total	1904220,299

7. Dekanter I (H-133)



Fungsinya untuk memisahkan metil ester-minyak dari metanol dan asam sulfat

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{11} = \Delta H_{13} + \Delta H_{12}$$

Dimana : ΔH_{11} = Kandungan panas bahan dari reaktor esterifikasi I

ΔH_{12} = Kandungan panas bahan ke reaktor esterifikasi II

ΔH_{13} = Kandungan panas bahan ke tangki penetralan

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

A. Kandungan panas dari reaktor esterifikasi I (ΔH_{11})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	C _p (kkal/kg°C)	H (kkal)
FFA	2724,7283	60	0,5	47682,745
CH ₃ OH	29401,093	60	0,93	957005,57
Metil ester	11446,707	60	0,5	200317,37
H ₂ O	1027,8362	60	1	35977,864
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,98
H ₂ SO ₄	681,1821	60	0,66	15735,307
Total				1813232,8

B. Kandungan panas ke reaktor esterifikasi II (ΔH_{12})

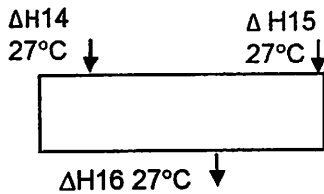
Komponen	Massa (kg)	T (°C)	C _p (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,98
FFA	2724,7283	60	0,5	47682,745
Metil ester	11446,707	60	0,5	200317,37
Total				804514,1

C. Kandungan panas ke tangki penetralan (ΔH_{13})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	C _p (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	29401,093	60	0,93	957005,57
H ₂ SO ₄	681,1821	60	0,66	15735,307
H ₂ O	1027,8362	60	1	35977,864
Total				1008718,7

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{11}		ΔH_{12}	
FFA	47682,74463	Trigliserida	556513,984
CH ₃ OH	957005,5739	FFA	47682,745
Metil ester	200317,369	Metil ester	200317,369
H ₂ O	35977,86443	Jumlah	804514,098
Trigliserida	556513,9843	ΔH_{13}	
H ₂ SO ₄	15735,30651	CH ₃ OH	957005,5739
Jumlah	1813232,843	H ₂ SO ₄	15735,30651
		H ₂ O	35977,86443
		Jumlah	1008718,745
Total	1813232,84	Total	1813232,84

8. Mixer III katalis (M-131)



Fungsinya : Untuk mencampurkan metanol dan katalis asam sulfat

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{14} = \Delta H_{15} + \Delta H_{16}$$

Dimana : ΔH_{14} = Kandungan panas bahan larutan metanol

ΔH_{15} = Kandungan panas larutan H_2SO_4

ΔH_{16} = Kandungan panas ke heater III

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

Kebutuhan Metanol untuk reaksi esterifikasi II

$$\begin{aligned} CH_3OH &= 2 \times \text{Berat FFA} \\ &= 2 \times 2724,728 \\ &= 6130,639 \text{ kg (Garpen Van J, 2004)} \end{aligned}$$

Kebutuhan Asam Sulfat untuk reaksi esterifikasi

$$\begin{aligned} H_2SO_4 &= 0,05 \times \text{Berat FFA} \\ &= 0,05 \times 2724,728 \\ &= 136,23641 \text{ kg} \end{aligned}$$

A. Kandungan panas larutan metanol (ΔH 14)

Kemurnian Metanol = 99 %

$$CH_3OH = 6130,6386 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan } CH_3OH &= \text{Berat } CH_3OH / \text{Kemurnian} \\ &= 6130,639 / 99\% \\ &= 6192,564 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2O &= \text{Berat Larutan } CH_3OH - \text{Berat } CH_3OH \\ &= 6192,564 - 6130,639 \\ &= 61,9256 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	6130,639	27	0,93	11402,99
H ₂ O	61,9256	27	1	123,8637
Total				11526,85

B. Kandungan panas larutan H₂SO₄ (ΔH 15)

$$\text{Kemurnian H}_2\text{SO}_4 = 98\%$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 136,23641 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan H}_2\text{SO}_4 &= \text{Berat H}_2\text{SO}_4 / \text{Kemurnian} \\ &= 136,2364 / 98\% \\ &= 139,0167 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \text{Berat larutan H}_2\text{SO}_4 - \text{Berat H}_2\text{O} \\ &= 139,0167 - 136,2364 \\ &= 2,7803 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	C _p (kkal/kg°C)	H (kkal)
H ₂ SO ₄	136,2364	27	0,66	179,8321
H ₂ O	2,7803	27	1	5,5612
Total				185,3933

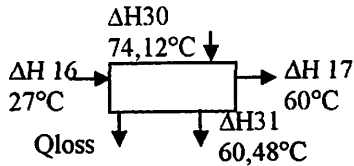
C. Kandungan panas ke heater III (ΔH 16)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	C _p (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	6130,6386	27	0,93	11402,99
H ₂ SO ₄	136,2364	27	0,66	179,832
H ₂ O	64,7060	27	1	129,425
Total				11712,24

Neraca panas total Mixer III

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH 14		ΔH 16	
CH ₃ OH	11402,9878	CH ₃ OH	11402,988
H ₂ O	123,8637	H ₂ SO ₄	179,8320
Jumlah	11526,8515	H ₂ O	129,4249
ΔH 15		Jumlah	11712,245
H ₂ SO ₄	179,8321		
H ₂ O	5,5612		
Jumlah	185,3933		
Total	11712,245	Total	11712,245

9. Heater III (E-135)



Fungsinya untuk menyesuaikan suhu bahan untuk kondisi operasi reaktor

Aliran <16> di heater III

Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{16} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{17} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{16} = Kandungan panas bahan masuk Heater III

ΔH_{17} = Kandungan panas bahan keluar heater III

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, hal. 118, 1996})$$

A. Kandungan panas masuk heater III (ΔH_{16})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
CH ₃ OH	6130,6386	27	0,93	11402,988
H ₂ SO ₄	136,2364	27	0,66	179,832
H ₂ O	64,705977	27	1	129,425
Total				11712,245

B. Kandungan panas ke reaktor esterifikasi I (ΔH_{17})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
CH ₃ OH	6130,6386	60	0,93	199552,3
H ₂ SO ₄	136,2364	60	0,66	3147,06
H ₂ O	64,705977	60	1	2264,94
Total				204964,3

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{keluar}} \\ &= 5\% \times 204964,3 \\ &= 10248,21 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah panas yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{16} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{17} + Q_{\text{loss}}$$

$$11712,245 + Q_{\text{steam}} = 204964,28 + 10248,214$$

$$Q_{\text{steam}} = 203500,25 \text{ kkal}$$

Direncanakan Q_{steam} diganti dengan panas dari bahan yang akan masuk cooler E-171 maka :

Aliran panas bahan masuk dari heater I (ΔH 30)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	74,12	0,5	31240,6013
FFA	544,94565	74,12	0,5	13383,6494
Metil Ester	43960,548	74,12	0,5	1079653,6487
Gliserol	73,942835	74,12	0,62	2251,8484
KOH	18,762471	74,12	0,35	322,5592
Air	0,36	74,12	1	17,7071
Metanol	403,67	74,12	0,93	18439,9791
Total				1145309,9932

Aliran panas bahan keluar dari heater III (ΔH 31)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	60,48	0,5	22565,6683
FFA	544,94565	60,48	0,5	9667,2593
Metil Ester	43960,548	60,48	0,5	779853,9432
Gliserol	73,942835	60,48	0,62	1626,5520
KOH	18,762471	60,48	0,35	232,9905
Air	0,36	60,48	1	12,7901
Metanol	403,67	60,48	0,93	13319,5404
Total				827278,7439

$$Q_{\text{loss}} = 10 \% Q_{\text{bahan}}$$

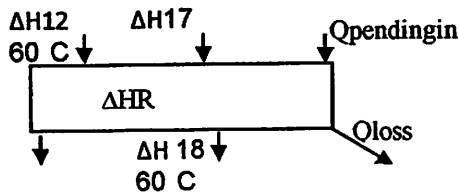
$$= 114.531,0 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{bahan yang digunakan sebagai media pemanas}} = -203.500,25 \text{ kkal}$$

$$= 203500,25 \text{ kkal}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$\Delta H16$		$\Delta H17$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	11402,9878	CH ₃ OH	199552,2864
H ₂ SO ₄	179,8320	H ₂ SO ₄	3147,0608
H ₂ O	129,4249	H ₂ O	2264,9357
Jumlah	11712,2447	Jumlah	204964,2829
Qsteam	203500,25	Qloss	10248,2141
Total	215212,4971	Total	215212,4971

10. Reaktor esterifikasi II (R-130)



Fungsinya untuk mengurangi FFA dalam minyak

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H12 + Q_{pendingin} + \Delta H17 = \Delta H18 + Q_{loss}$$

Dimana : $\Delta H12$ = Kandungan panas dari dekanter I

$\Delta H17$ = Kandungan panas dari heater III

$\Delta H18$ = Kandungan panas ke dekanter II

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, hal. 118, 1996)

A. Kandungan panas dari dekanter I ($\Delta H12$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,98
FFA	2724,728	60	0,5	47682,745
Metil ester	11446,707	60	0,5	200317,37
Total				804514,1

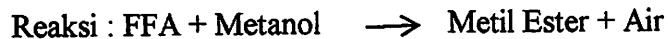
B. Kandungan panas dari heater III (ΔH_{17})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
CH ₃ OH	6130,6386	60	0,93	199552,29
H ₂ SO ₄	136,2364	60	0,66	3147,06
H ₂ O	64,7060	60	1	2264,94
Total				204964,3

C. Kandungan panas ke dekanter II (ΔH_{18})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (Kcal)
FFA	544,9457	60	0,5	9536,55
CH ₃ OH	5880,2186	60	0,93	191401,12
Metil Ester	13736,048	60	0,5	240380,84
H ₂ O	205,5672	60	1	7195,57
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556514,0
H ₂ SO ₄	136,2364	60	0,66	3147,06
Total				1008175

Di dalam reaktor esterifikasi terjadi reaksi yang menimbulkan panas, sehingga hal ini juga mempengaruhi neraca panas. Adapun perhitungannya :



$$\text{FFA yang bereaksi} = 7,8256 \text{ kmol}$$

$$\text{Metanol yang bereaksi} = 7,8256 \text{ kmol}$$

$$\text{Metil Ester yang terbentuk} = 7,8256 \text{ kmol}$$

$$\text{Air yang terbentuk} = 7,8256 \text{ kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ 25 FFA} = -149752,7 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ 25 Metanol} = -238660 \text{ J/mol (Van Ness, 1996)}$$

$$= -57041,11 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ 25 Metil Ester} = -146801 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ 25 Air} = -285830 \text{ J/mol (Van Ness, 1996)}$$

$$= -68315,01 \text{ kkal/kmol}$$

Komponen	Kmol	$\Delta H_f \text{ 25}$	$\Delta H_f \text{ 25}$
		(Kcal/Kmol)	(Kcal)
FFA	7,8256	-149752,7	-1171905
CH ₃ OH	7,8256	-57041,11	-446380,9
Metil ester	7,8256	-146801	-1148806
H ₂ O	7,8256	-68315,01	-534605,9

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
FFA	2179,7755	60	0,5	38146,071
CH ₃ OH	250,419	60	0,93	8151,145
Metil ester	2289,3339	60	0,5	40063,343
H ₂ O	140,861	60	1	4930,621

$$\begin{aligned}\Delta H_F 25 \text{ Reaktan} &= \Delta H \text{ FFA} + \Delta H \text{ Metanol} \\ &= -1171905 + -446380,9 \\ &= -1618285 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_F 25 \text{ Produk} &= \Delta H \text{ Metil ester} + \Delta H \text{ Air} \\ &= -1148806 + -534605,9 \\ &= -1683412 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_F 25 &= m\Delta H_F 25 \text{ Produk} - m\Delta H_F 25 \text{ Reaktan} \\ &= -1683412 - -1618285 \\ &= -65126,05 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaktan} &= \Delta H \text{ FFA} + \Delta H \text{ Metanol} \\ &= (m \cdot C_p \Delta T)_{\text{FFA}} + (m \cdot C_p \Delta T)_{\text{Metanol}} \\ &= 38146,071 + 8151,145 \\ &= 46297,216 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Produk} &= \Delta H \text{ Metil ester} + \Delta H \text{ Air} \\ &= 40063,343 + 4930,621 \\ &= 44993,964 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H_F 25 + \Delta H_F \text{ Produk} - \Delta H_F \text{ Reaktan} \quad (\text{Levenspiel}) \\ &= -65126,05 + 44993,964 - 46297,216 \\ &= -66429,3 \text{ kkal} \quad (\text{eksotermis})\end{aligned}$$

$$Q = 66429,301 \text{ kkal}$$

D. Panas yang hilang (Qloss)

$$\begin{aligned}Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\ &= 5\% \times 1009478,4 \\ &= 50473,919 \text{ Kcal}\end{aligned}$$

E. Panas steam (Qpendingin)

Panas masuk = Panas keluar

$$\begin{aligned}\Delta H_{12} + \Delta H_{16} + \Delta H_R + Q_{\text{pendingin}} &= \Delta H_{17} + Q_{\text{loss}} \\ 804514 + 204964 + 66429 + Q_{\text{pendingin}} &= 1E+06 + 50474 \\ Q_{\text{pendingin}} &= -17258,64 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Air pendingin masuk pada suhu = 27 °C

Air pemanas keluar pada suhu = 60 °C

Maka Kebutuhan air pendingin

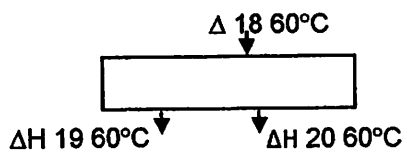
$$Q = m C_p \Delta T$$

$$17259 = m \cdot 1 \cdot (60 - 27)$$

$$m = 522,93673 \text{ kg}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{12}		ΔH_{18}	
Trigliserida	556513,984	FFA	9536,550
FFA	47682,745	CH ₃ OH	191401,115
Metil Ester	200317,369	Metil Ester	240380,844
Jumlah	804514,098	H ₂ O	7195,571
ΔH_{17}		Trigliserida	556513,984
CH ₃ OH	199552,2864	H ₂ SO ₄	3147,061
H ₂ SO ₄	3147,061	Jumlah	1008175,125
H ₂ O	2264,936		
Jumlah	204964,283		
ΔHR	66429,301		
Qpendingin	-17258,64	Qloss	50473,919
Total	1058649,04	Total	1058649,04

11. Dekanter II (H-142)



Fungsinya untuk memisahkan metil ester-minyak dari metanol dan asam sulfat

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{18} = \Delta H_{19} + \Delta H_{20}$$

Dimana : ΔH_{18} = Kandungan panas dari reaktor esterifikasi II

ΔH_{19} = Kandungan panas ke tangki penetralan

ΔH_{20} = Kandungan panas ke reaktor transesterifikasi

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, hal. 118, 1996)

A. Kandungan panas dari reaktor esterifikasi II (ΔH_{18})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
FFA	544,9457	60	0,5	9536,550
CH ₃ OH	5880,2186	60	0,93	191401,115
Metil Ester	13736,048	60	0,5	240380,844
H ₂ O	205,5672	60	1	7195,571
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,984
H ₂ SO ₄	136,2364	60	0,66	3147,061
Total				1008175,125

B. Kandungan panas ke reaktor transesterifikasi (ΔH_{20})

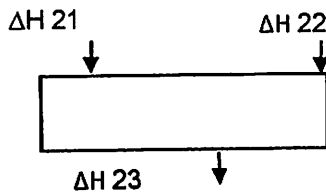
Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556513,9843
FFA	544,9457	60	0,5	9536,5498
Metil Ester	13736,048	60	0,5	240380,8435
Total				806431,3775

C. Kandungan panas ke tangki penetralan (ΔH_{19})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
CH ₃ OH	5880,2186	60	0,93	191401,1154
H ₂ SO ₄	136,2364	60	0,66	3147,0608
H ₂ O	205,5672	60	1	7195,5715
Total				201743,7478

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
ΔH_{18}		ΔH_{20}	
FFA	9536,5498	Trigliserida	556513,984
CH ₃ OH	191401,1154	FFA	9536,550
Metil Ester	240380,8435	Metil Ester	240380,844
H ₂ O	7195,5715	Jumlah	806431,378
Trigliserida	556513,9843	ΔH_{19}	
H ₂ SO ₄	3147,0608	CH ₃ OH	191401,1154
Jumlah	1008175,125	H ₂ SO ₄	3147,0608
		H ₂ O	7195,5715
		Jumlah	201743,7478
Total	1008175,13	Total	1008175,13

12. Mixer IV katalis (M-143)



Fungsinya untuk mencampurkan metanol dan katalis KOH

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{21} + \Delta H_{22} = \Delta H_{23}$$

Dimana : ΔH_{21} = Kandungan panas larutan metanol

ΔH_{22} = Kandungan panas larutan KOH

ΔH_{23} = Kandungan panas ke heater IV

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, hal. 118, 1996})$$

Kebutuhan Metanol untuk reaksi esterifikasi II

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{OH} &= 15 \times \text{Mol trigliserida} \\ &= 15 \times 36,596 \\ &= 548,94 \text{ kmol} \\ &= 17566,09 \text{ kg} \end{aligned}$$

A. Kandungan panas larutan metanol (ΔH_{21})

Kemurnian Metanol = 99 %

$$\text{Kebutuhan Metanol} = 17472,31 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan CH}_3\text{OH} &= \text{Berat CH}_3\text{OH} / \text{Kemurnian} \\ &= 17472,31 / 99\% \\ &= 17648,80 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \text{Berat Larutan CH}_3\text{OH} - \text{Berat CH}_3\text{OH} \\ &= 17648,80 - 17472,31 \\ &= 176,4880 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	17472,31	27	0,93	32498,50
H ₂ O	176,488	27	1	353,011
Total				32851,52

B. Kandungan panas larutan KOH (ΔH_{22})

Kebutuhan KOH untuk reaksi transesterifikasi

$$\begin{aligned} \text{KOH} &= 1\% \times \text{Trigliserida} \\ &= 1\% \times 31800,799 \\ &= 318,008 \text{ kg} \end{aligned}$$

Cp KOH dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + E/T^2$$

$$\text{dimana } A = 83$$

$$B = -2,33E-09$$

$$C = 1,884E-09$$

$$D = -4,81E-10$$

$$E = -3,56E-11$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ KOH} &= 83 \text{ J/mol}^\circ\text{C} \\ &= 0,35 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	T ($^\circ\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^\circ\text{C}$)	H (kkal)
KOH	318,008	27	0,35	222,6056
Total				222,6056

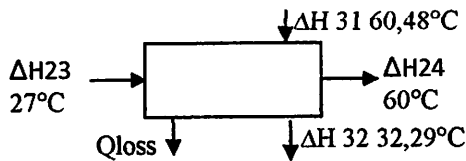
C. Kandungan panas ke heater IV (ΔH_{23})

Komponen	Massa (kg)	T ($^\circ\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^\circ\text{C}$)	H (kkal)
CH ₃ OH	17472,31	27	0,93	32498,50
KOH	318,008	27	0,35	222,606
H ₂ O	176,488	27	1	353,011
Total				33074,12

Neraca panas total Mixer IV

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{21}		ΔH_{23}	
CH ₃ OH	32498,505	CH ₃ OH	32498,505
H ₂ O	353,0113	H ₂ SO ₄	222,6056
Jumlah	32851,5163	H ₂ O	353,0113
ΔH_{22}		Jumlah	33074,122
KOH	222,6056		
Total	33074,122	Total	33074,122

13. Heater IV (E-147)



Fungsinya untuk menyesuaikan suhu bahan agar memenuhi kondisi operasi reaktor

Aliran <22> di heater IV

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{23} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{24} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{23} = Kandungan panas bahan masuk Heater IV

ΔH_{24} = Kandungan panas bahan keluar heater IV

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

A. Kandungan panas masuk heater II (ΔH_{23})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	17472,31	27	0,93	32498,50
KOH	318,008	27	0,35	222,606
H ₂ O	176,488	27	1	353,011
Total				33074,12

B. Menghitung kandungan panas ke reaktor esterifikasi I (ΔH_{24})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	17472,31	60	0,93	568723,8
KOH	318,008	60	0,35	3895,598
H ₂ O	176,488	60	1	6177,699
Total				578797,1

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{keluar}} \\ &= 5\% \times 578797,1 \\ &= 28939,857 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah panas yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{23} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{24} + Q_{\text{loss}}$$

$$33074 + Q_{\text{steam}} = 578797,1 + 28939,857$$

$$Q_{\text{steam}} = 574662,9 \text{ kkal}$$

Q_{steam} diganti dengan panas bahan dari cooler E-171

Aliran panas bahan masuk dari heater III (ΔH 31)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	60,48	0,5	22565,6683
FFA	544,94565	60,48	0,5	9667,2593
Metil Ester	43960,548	60,48	0,5	779853,9432
Gliserol	73,942835	60,48	0,62	1626,5520
KOH	18,762471	60,48	0,35	232,9905
Air	0,36	60,48	1	12,7901
Metanol	403,67	60,48	0,93	13319,5404
Total				827278,7439

Aliran panas ke cooler I (ΔH 32)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	32,29	0,5	4634,0313
FFA	544,94565	32,29	0,5	1985,2451
Metil Ester	43960,548	32,29	0,5	160148,9267
Gliserol	73,942835	32,29	0,62	334,0248
KOH	18,762471	32,29	0,35	47,8464
Air	0,36	32,29	1	2,6266
Metanol	403,67	32,29	0,93	2735,2687
Total				169887,9695

$$Q_{\text{loss}} = 10\% Q_{\text{bahan}}$$

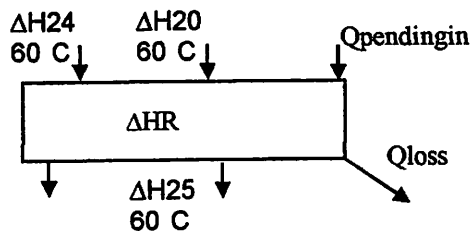
$$= 82727,874 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{bahan yang digunakan sebagai pengganti steam}} = -574662,900 \text{ kkal}$$

$$= 574662,9 \text{ kkal}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{23}		ΔH_{24}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	32498,505	CH ₃ OH	568723,837
KOH	222,606	KOH	3895,598
H ₂ O	353,011	H ₂ O	6177,699
Jumlah	33074,122	Jumlah	578797,134
Qsteam	574662,87	Qloss	28939,85668
Total	607736,99	Total	607736,99

14. Reaktor transesterifikasi (R-140)



Fungsinya untuk mereaksikan trigliserida menjadi metil ester dengan metanol

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{24} + \Delta H_{20} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{25} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{24} = Kandungan panas bahan dari Heater IV

ΔH_{20} = Kandungan panas bahan dari dekanter III

ΔH_{25} = Kandungan panas bahan ke dekanter IV

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

A.Kandungan panas dari dekanter III (ΔH_{20})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
Trigliserida	31800,799	60	0,5	556514
FFA	544,9457	60	0,5	9536,5498
Metil Ester	13736,048	60	0,5	240380,84
Total				806431,38

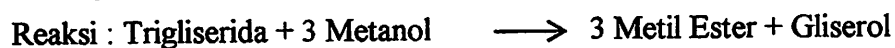
B. Kandungan panas dari heater IV (ΔH_{24})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
Metanol	17472,315	60	0,93	568723,84
KOH	318,00799	60	0,35	3895,5979
H ₂ O	176,48803	60	1	6177,6986
Total				578797,13

C. Kandungan panas ke dekanter IV (ΔH_{25})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
Trigliserida	1272,032	60	0,5	22260,559
Metanol	14117,63	60	0,93	459528,860
Metil ester	44404,594	60	0,5	777080,392
FFA	544,9457	60	0,5	9536,549
KOH	318,008	60	0,35	3895,598
H ₂ O	176,488	60	1	6177,699
Gliserol	3214,906	60	0,62	69763,457
Total				1348243,115

Di reaktor transesterifikasi terjadi reaksi yang menimbulkan panas, hal ini juga mempengaruhi neraca panas. Adapun perhitungannya :



Konversi reaksi = 96%

Trigliserida yang bereaksi = 34,9446 kmol

Metanol yang bereaksi = 104,8339 kmol

Air = 9,8049 kmol

Metil Ester yang terbentuk = 104,8339 kmol

Gliserol yang terbentuk = 34,9446 kmol

ΔH_f 25 Trigliserida = -149752,7 kkal/kmol

ΔH_f 25 Metanol = -238660 J/mol (Van Ness, 1996)

-57041,11 kkal/kmol

ΔH_f 25 Metil Ester = -146801 kkal/kmol

ΔH_f 25 Air = -285830 J/mol (Van Ness, 1996)

-68315,01 kkal/kmol

ΔH_f 25 Gliserol = -135568,8 kkal/kmol

Komponen	Mol	$\Delta H_F 25$	$\Delta H_F 25$
		(kkal/kmol)	(kkal)
Trigliserida	34,9446	-149752,7	-5233051,736
Metanol	104,8339	-57041,11	-5979841,175
Metil ester	104,8339	-146801	-15389714,83
Gliserol	34,9446	-135568,8	-4737402,598

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	1278,7269	60	0,5	22377,721
CH ₃ OH	14191,933	60	0,93	461500,39
Metil ester	44638,302	60	0,5	781170,29
Gliserol	3231,8264	60	0,62	70130,633

$$\begin{aligned}\Delta H_F 25 &= m\Delta H_F 25 \text{ Produk} - m\Delta H_F 25 \text{ Reaktan} \\ &= -20127117,43 - (-11212892,91) \\ &= -8914224,519 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaktan} &= \Delta H \text{ Triglicerida} + \Delta H \text{ Metanol} \\ &= (m \cdot C_p \Delta T) \text{ Triglicerida} + (m \cdot C_p \cdot \Delta T) \text{ Metanol} \\ &= 22377,721 + 461500,39 \\ &= 483878,11 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Produk} &= \Delta H \text{ Metil ester} + \Delta H \text{ Air} \\ &= 781170,29 + 70130,633 \\ &= 851300,92 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H_F 25 + \Delta H_F \text{ Produk} - \Delta H_F \text{ Reaktan} \quad (\text{Levenspiel}) \\ &= -8914225 + 851300,92 - 483878,11 \\ &= -8546802 \text{ kkal} \quad (\text{eksotermis})\end{aligned}$$

$$Q = 8546801,7 \text{ kkal}$$

C. Panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned}Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\ &= 5\% \times 1385228,511 \\ &= 69261,43 \text{ kkal}\end{aligned}$$

D. Panas air pendingin (Q_{pendingin})

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{24} + \Delta H_{20} + \Delta H_R + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{25} + Q_{\text{loss}}$$

$$806431 + 578797 + 9E+06 + Q_{\text{pendingin}} = 1E+06 + 69261$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -8514526 \text{ kkal}$$

Air pendingin masuk pada $T = 27\text{ }^{\circ}\text{C}$

Air pendingin keluar pada $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$

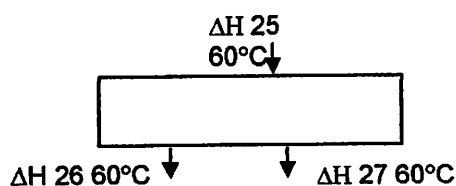
$$Q = m C_p DT$$

$$8514525,7 = m \cdot 1 \cdot (60 - 27)$$

$$m = 257990,13 \text{ kg}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
ΔH_{20}		ΔH_{25}	
Trigliserida	556513,9843	Trigliserida	22260,559
FFA	9536,54975	Metanol	459528,8604
Metil Ester	240380,8435	Metil ester	777080,392
Jumlah	806431,3775	FFA	9536,549
ΔH_{24}		KOH	3895,5979
Metanol	568723,8372	H ₂ O	6177,6986
KOH	3895,59789	Gliserol	69763,4574
H ₂ O	6177,698594	Jumlah	1348243,115
Jumlah	578797,1337		
ΔHR	8546801,705		
Qsteam	-8514525,7	Qloss	69261,4256
Total	1417504,54	Total	1417504,54

15. Centrifuge II (H-153)



Fungsinya untuk memisahkan metil ester dan gliserol serta zat pengotornya

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{25} + \Delta H_{26} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{27} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{25} = Kandungan panas bahan dari reaktor esterifikasi

ΔH_{26} = Kandungan panas bahan ke evaporator I

ΔH_{27} = Kandungan panas bahan ke evaporator II

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

A. Kandungan panas dari reaktor transesterifikasi (ΔH_{25})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	60	0,5	22260,559
Metanol	14117,63	60	0,93	459528,860
Metil ester	44404,594	60	0,5	777080,392
FFA	544,9457	60	0,5	9536,549
KOH	318,008	60	0,35	3895,598
H ₂ O	176,488	60	1	6177,699
Gliserol	3214,906	60	0,62	69763,457
Total				1348243,115

B. Kandungan panas ke evaporator I (ΔH_{26})

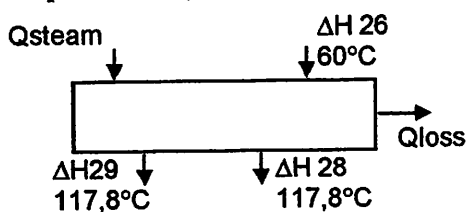
Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	60	0,5	22260,5594
FFA	544,9457	60	0,5	9536,5489
Metil Ester	43960,55	60	0,5	769309,5882
Metanol	5929,405	60	0,93	193002,1214
Gliserol	73,9428	60	0,62	1604,5595
KOH	18,7625	60	0,35	229,8403
Air	5,2946	60	1	185,3310
Total				996128,5486

C. Kandungan panas ke evaporator II (ΔH_{27})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Metil Ester	444,0459	60	0,5	7770,804
Metanol	8188,225	60	0,93	266526,739
Gliserol	3140,963	60	0,62	68158,898
KOH	299,2455	60	0,35	3665,758
Air	171,1934	60	1	5992,368
Total				352114,566

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{25}		ΔH_{26}	
Trigliserida	22260,5594	Trigliserida	22260,559
Metanol	459528,8604	FFA	9536,549
Metil ester	777080,392	Metil Ester	769309,59
FFA	9536,5489	Metanol	193002,121
KOH	3895,5979	Gliserol	1604,5595
H ₂ O	6177,6986	KOH	229,8403
Gliserol	69763,4574	Air	185,3310
Jumlah	1348243,115	Jumlah	996128,5486
		ΔH_{27}	
		Metil Ester	7770,804
		Metanol	266526,739
		Gliserol	68158,898
		KOH	3665,758
		Air	5992,368
		Jumlah	352114,566
Total	1348243,11	Total	1348243,115

16. Evaporator I (V-150)



Fungsinya untuk memisahkan metanol dan air dari metil ester

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{26} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{28} + \Delta H_{29} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{26} = Kandungan panas bahan dari centrifuge II

ΔH_{28} = Kandungan panas bahan ke cooler I

ΔH_{29} = Kandungan panas uap

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, Hal. 118, 1996)

A. Kandungan panas dari centrifuge II (ΔH_{26})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	60	0,5	22260,5594
FFA	544,94565	60	0,5	9536,5489
Metil Ester	43960,548	60	0,5	769309,5882
Metanol	5929,4047	60	0,93	193002,1214
Gliserol	73,9428	60	0,62	1604,5595
KOH	18,7625	60	0,35	229,8403
Air	5,2946	60	1	185,3310
Total				996128,5486

Digunakan steam pada T = 150 $^{\circ}\text{C}$ = 423 K

Jumlah bahan masuk = 51804,93 kg

Diketahui $K_{b_{\text{air}}}$ = 0,51 Pada 117,84821 $^{\circ}\text{C}$

Massa metanol = 5929,405 185847 Pa

Massa pelarut = 5,2946 1,858470 bar

Mr metanol = 32 1,834167 atm

Kenaikan titik didih = 17,85 $^{\circ}\text{C}$ 15,288 psia

Titik didih air = 100 $^{\circ}\text{C}$

T bahan keluar = 117,8 $^{\circ}\text{C}$ = 390,8 K

Cp uap air = 0,45 kkal/kg $^{\circ}\text{C}$

Hv = 646,07075 kkal/kg

Hl = 118,20578 kkal/kg

λ = 527,86496 kkal/kg

B. Kandungan panas ke cooler I (ΔH_{28})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	117,8	0,5	59052,9485
FFA	544,94565	117,8	0,5	25298,6155
Metil Ester	43960,548	117,8	0,5	2040829,198
Gliserol	73,942835	117,8	0,62	4256,5853
KOH	18,762471	117,8	0,35	609,7217
Air	0,36	117,8	1	33,47099
Metanol	403,67	117,8	0,93	34856,4077
Total				2164936,948

C. Panas uap (ΔH_{29})

$$\begin{aligned} \text{massa uap out} &= 5530,6692 \text{ kg} \\ \text{Huap} &= 3477379,9 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Menghitung panas yang hilang dengan rumus :

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{keluar}} \\ &= 5\% \times 3477379,9 \\ &= 173869 \text{ kkal} \end{aligned}$$

E. Menghitung panas steam

Panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{24} + Q_{\text{steam}} = Q_{\text{loss}} + \Delta H_{27} + \Delta H_{28}$$

$$996128,55 + Q_{\text{steam}} = 173869 + 2164936,9 + 3477379,9$$

$$Q_{\text{steam}} = 4820057,3 \text{ kkal}$$

Steam masuk pada $T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $P = 476 \text{ kPa}$

Maka panas latentnya

$$\begin{aligned} \lambda &= 2113,2 \text{ kJ/kg} && (\text{Van Ness, 1996}) \\ &= 505,0669 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka steam yang dibutuhkan} &= Q_{\text{steam}} / \lambda \\ &= 4820057 / 505,0669 \\ &= 9543,404 \text{ kg} \end{aligned}$$

Asumsi $U = 1704 \text{ W/m}^2 \text{ K}$ (Geankoplis hal 498)

$$T_s - T_l = 32,15179$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

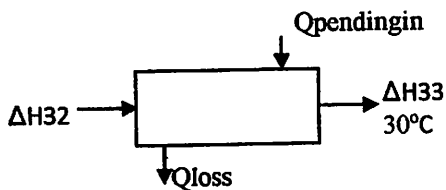
$$4820057 = 1704 \cdot A \cdot 32$$

$$A = 87,9787 \text{ m}^2$$

Heat Balance

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{26}		ΔH_{28}	
Trigliserida	22260,55935	Trigliserida	59052,949
FFA	9536,548928	FFA	25298,616
Metil Ester	769309,5882	Metil Ester	2040829,198
Metanol	193002,1214	Gliserol	4256,585
Gliserol	1604,55952	KOH	609,722
KOH	229,8402747	Air	33,471
Air	185,3309592	Metanol	34856,408
Jumlah	996128,5486	Jumlah	2164936,948
Qsteam	4820057,3	ΔH_{29}	3477379,905
		Qloss	173868,995
Total	5816185,85	Total	5816185,849

17. Cooler I (E-171)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{32} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{33} + Q_{\text{loss}}$$

ΔH_{32} = Kandungan panas bahan masuk cooler I

ΔH_{33} = Kandungan panas bahan keluar cooler II

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T)$$

(Van ness, Hal. 118, 1996)

A. Kandungan panas dari heater IV (ΔH_{32})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	32,29	0,5	4634,0313
FFA	544,94565	32,29	0,5	1985,2451
Metil Ester	43960,548	32,29	0,5	160148,9267
Gliserol	73,942835	32,29	0,62	334,0248
KOH	18,762471	32,29	0,35	47,8464
Air	0,36	32,29	1	2,6266
Metanol	403,67	32,29	0,93	2735,2687
Total				169887,9695

B. Aliran <27> keluar dari cooler I (ΔH_{33})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
Trigliserida	1272,032	30	0,5	3180,079908
FFA	544,94565	30	0,5	1362,364133
Metil Ester	43960,548	30	0,5	109901,3697
Metanol	403,66967	30	0,93	1877,063965
Gliserol	73,942835	30	0,5	184,8570875
KOH	18,762471	30	0,35	32,83432425
Air	0,36	30	1	1,802455228
Total				116540,3716

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\
 &= 5\% \times 169887,9695 \\
 &= 9173,9504 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah pendingin yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{32} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{33} + Q_{\text{loss}}$$

$$169887,97 + Q_{\text{pendingin}} = 116540,37 + 9173,9504$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -44173,6 \text{ kkal}$$

Air pendingin masuk pada $T = 27 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Air pendingin keluar pada $T = 32 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Kebutuhan air pendingin

$$Q = m C_p DT$$

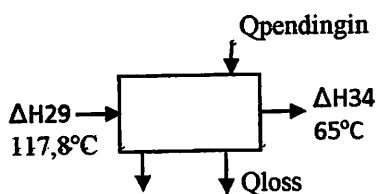
$$44174 = m \cdot 1 \cdot (32 - 27)$$

$$m = 8833,8461 \text{ kg}$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{32}		ΔH_{33}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Trigliserida	4634,0313	Trigliserida	3180,0799
FFA	1985,2451	FFA	1362,3641
Metil Ester	160148,9267	Metil Ester	109901,3697
Gliserol	334,0248	Metanol	1877,0640
KOH	47,8464	Gliserol	184,8571
Air	2,6266	KOH	32,8343
Metanol	2735,2687	Air	1,8025
Jumlah	169887,9695	Jumlah	116540,3716
Qpendingin	-44174	Qloss	9173,950352
Total	125714,32	Total	125714,32

18. Kondensor I (E-151)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{29} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{34} + Q_{\text{loss}}$$

ΔH_{29} = Kandungan panas bahan masuk kondensor

ΔH_{34} = Kandungan panas bahan keluar kondensor

A. Kandungan panas masuk kondensor (ΔH_{29})

$$\Delta H_{\text{uap}} = 3.477.380 \text{ kkal}$$

B. Kandungan panas ke cooler III (ΔH_{34})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	C _p (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
CH ₃ OH	5.525,735	117,8	0,93	477.140,805
H ₂ O	4,9342	117,8	1	458,176
Total				477.598,981

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\
 &= 5\% \times 3.477.380 \\
 &= 173.869 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah pendingin yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{29} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{34} + Q_{\text{loss}}$$

$$3.477.380 + Q_{\text{pendingin}} = 477.599 + 173.869$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -2.825.911,9 \text{ kkal}$$

Air pendingin masuk pada $T = 27 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Air pendingin keluar pada $T = 110 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Kebutuhan air pendingin =

$$Q = m C_p \Delta T$$

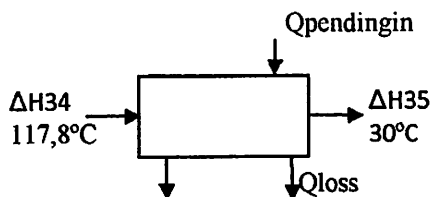
$$2.825.912 = m \cdot 1 \cdot (110 - 27)$$

$$m = 34.394,52 \text{ kg}$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{29}		ΔH_{34}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{28}	3.477.380	CH ₃ OH	477.141
		H ₂ O	458
		Jumlah	477.599
$Q_{\text{pendingin}}$	-2.825.912	Q_{loss}	173.869
Total	651.468	Total	651.468

19. Cooler II (E-154)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H31 + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H32 + Q_{\text{loss}}$$

$\Delta H34$ = Kandungan panas bahan masuk cooler III

$\Delta H35$ = Kandungan panas bahan keluar cooler III

A. Kandungan panas dari kondensor ($\Delta H34$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	5.525,735	117,8	0,93	477.140,805
H ₂ O	4,9342	117,8	1	458,176
Total				477.598,981

B. Kandungan panas keluar dari cooler III ($\Delta H35$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	5.525,735	30	0,93	25.694,67
H ₂ O	4,9342	30	1	24,67
Total				25.719,34

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\ &= 5\% \times 477.599 \\ &= 23.879,95 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah pendingin yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H34 + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H35 + Q_{\text{loss}}$$

$$477.599 + Q_{\text{pendingin}} = 25.719,34 + 23.879,95$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -428.000 \text{ kkal}$$

Air pendingin masuk pada $T = 27 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Air pendingin keluar pada $T = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Kebutuhan air pendingin =

$$Q = m C_p \Delta T$$

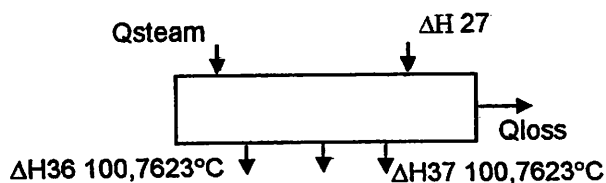
$$428.000 = m \cdot 1 \cdot (100 - 27)$$

$$m = 5.922,83 \text{ kg}$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{34}		ΔH_{35}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	477.140,805	CH ₃ OH	25.694,7
H ₂ O	458,176	H ₂ O	24,7
Jumlah	477.598,981	Jumlah	25.719,3
Qpendingin	-427.999,7	Qloss	23.879,9
Total	49.599,3	Total	49.599,3

20. Evaporator II (V-160)



Fungsinya untuk memisahkan metanol dari metil ester

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{27} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{36} + \Delta H_{37} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_{27} = Kandungan panas bahan dari centrifuge II

ΔH_{36} = Kandungan panas bahan ke cooler III

ΔH_{37} = Kandungan panas uap

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m C_p (\Delta T) \quad (\text{Van ness, Hal. 118, 1996})$$

A. Kandungan panas dari centrifuge II (ΔH_{27})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (Kcal)
Metil Ester	444,0459	60	0,5	7770,8039
Metanol	8188,225	60	0,93	266526,7390
Gliserol	3140,963	60	0,62	68158,8978
KOH	299,2455	60	0,35	3665,7576
Air	171,1934	60	1,0001	5992,3676
Total				352114,5660

Digunakan steam pada T = 150 $^{\circ}\text{C}$ = 423 K

Jumlah bahan masuk = 12243,67 kg

Diketahui K_{bair} = 0,51 Pada 117,84821 $^{\circ}\text{C}$

Massa metanol = 8188,2255 104318 Pa

Massa pelarut = 171,1934 1,043180 bar

Mr metanol = 32 1,029539 atm

Kenaikan titik didih = 0,7623 $^{\circ}\text{C}$ 15,288 psia

Titik didih air = 100 $^{\circ}\text{C}$

T bahan keluar = 100,7623 $^{\circ}\text{C}$ = 373,8 K

Cp uap air = 0,455 kcal/kg $^{\circ}\text{C}$

H_v = 639,88289 kcal/kg

H_l = 100,92208 kcal/kg

l = 538,9608 kcal/kg

B. Kandungan panas ke cooler III (ΔH_{36})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (Kcal)
Metil Ester	444,0459	100,7623	0,5	16820,9695
Metanol	544,8143	100,7623	0,93	38387,0360
Gliserol	3140,963	100,7623	0,62	147539,2719
KOH	299,2455	100,7623	0,35	7935,0345
Air	11,3906	100,7623	1	863,0625
Total				211545,3745

C. Panas uap (ΔH_{37})

massa uap out = 7803,214 kg

Huap = 4799522,4 kkal

D. Menghitung panas yang hilang dengan rumus :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{keluar}} \\
 &= 5\% \times 4799522,4 \\
 &= 239976,1192 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

E. Menghitung panas steam

Panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{27} + Q_{\text{steam}} = Q_{\text{loss}} + \Delta H_{36} + \Delta H_{37}$$

$$352114,57 + Q_{\text{steam}} = 239976,12 + 211545,37 + 4799522,4$$

$$Q_{\text{steam}} = 4898929,31 \text{ kkal}$$

Steam masuk pada $T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$$P = 476 \text{ KPa}$$

Maka panas latentnya

$$\begin{aligned}
 \lambda &= 2113,2 \text{ Kj/Kg} \quad (\text{Van Ness, 1996}) \\
 &= 505,0669 \text{ Kcal/Kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka steam yang dibutuhkan} &= Q_{\text{steam}} / \lambda \\
 &= 4898929,31 / 505,0669 \\
 &= 9699,565 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi } U = 1704 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad (\text{Geankoplis hal 498})$$

$$T_s - T_l = 49,23771$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

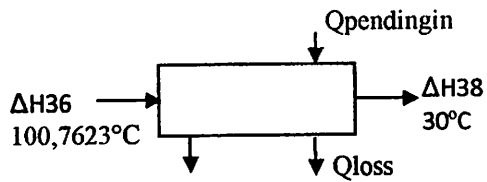
$$4898929 = 1704 \cdot A \cdot 49$$

$$A = 58,3894 \text{ m}^2$$

Heat Balance

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{27}		ΔH_{36}	
Metil Ester	7770,8039	Metil Ester	16820,970
Metanol	266526,7390	Metanol	38387,036
Gliserol	68158,8978	Gliserol	147539,272
KOH	3665,7576	KOH	7935,035
Air	5992,3676	Air	863,062
Jumlah	352114,5660	Jumlah	211545,374
Q_{steam}	4898929,3	ΔH_{37}	4799522,383
		Q_{loss}	239976,1192
Total	5251043,88	Total	5251043,88

21. Cooler III (E-163)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H36 + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H38 + Q_{\text{loss}}$$

$\Delta H36$ = Kandungan panas bahan masuk cooler I

$\Delta H38$ = Kandungan panas bahan keluar cooler II

A. Kandungan panas dari evaporator II ($\Delta H36$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
Metil Ester	444,04593	100,76	0,5	16820,9695
Metanol	544,81432	100,76	0,93	38387,0360
Gliserol	3140,963	100,76	0,62	147539,2719
KOH	299,24552	100,76	0,35	7935,0345
Air	11,3906	100,76	1,0001	863,0625
Total				211545,3745

B. Kandungan panas keluar dari cooler II ($\Delta H38$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
Metil Ester	444,04594	30	0,5	1110,1148
Metanol	544,81432	30	0,93	2533,3866
Gliserol	3140,963	30	0,5	7852,4076
KOH	299,24552	30	0,35	523,6797
Air	11,3906	30	1	56,9586
Total				12076,5472

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\ &= 5\% \times 211545,4 \\ &= 10577,2687 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah pendingin yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{36} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{38} + Q_{\text{loss}}$$

$$211545,4 + Q_{\text{pendingin}} = 12076,55 + 10577,269$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -188891,6 \text{ Kcal}$$

$$\text{Air pendingin masuk pada } T = 27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Air pendingin keluar pada } T = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Kebutuhan air pendingin =

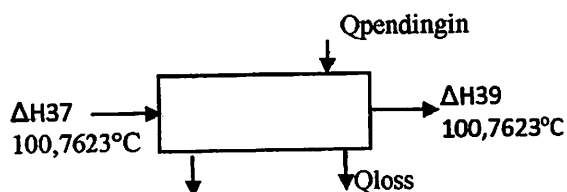
$$Q = m C_p \Delta T$$

$$188891,6 = m \cdot 1 \cdot (100 - 27)$$

$$m = 2587,2969 \text{ Kg}$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{36}		ΔH_{38}	
Komponen	Energi (kcal)	Komponen	Energi (kcal)
Metil Ester	16821,0	Metil Ester	1110,11
Metanol	38387,036	Metanol	2533,387
Gliserol	147539,2719	Gliserol	7852,408
KOH	7935,034545	KOH	523,680
Air	863,0624756	Air	56,96
Jumlah	211545,37	Jumlah	12076,55
$Q_{\text{pendingin}}$	-188892	Q_{loss}	10577,2687
Total	22653,8	Total	22653,8

22. Kondensor II (E-161)

Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{37} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{39} + Q_{\text{loss}}$$

ΔH_{37} = Kandungan panas bahan masuk kondensor

ΔH_{39} = Kandungan panas bahan keluar kondensor

A. Kandungan panas masuk kondensor (ΔH_{37})

$$\Delta H_{37} = 4.799.522 \text{ kkal}$$

B. Kandungan panas ke cooler IV (ΔH_{39})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	7.643,4	100,8	0,93	538.546,6
H ₂ O	159,8	100,8	1	12.108,2
Total				550.654,8

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\ &= 5\% \times 4.799.522,4 \\ &= 239.976,12 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah pendingin yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{37} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{39} + Q_{\text{loss}}$$

$$4.799.522 + Q_{\text{pendingin}} = 550.655 + 239.976$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -4.008.891,42 \text{ kkal}$$

Air pendingin masuk pada $T = 27 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Air pendingin keluar pada $T = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Kebutuhan air pendingin =

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$4.008.891 =$$

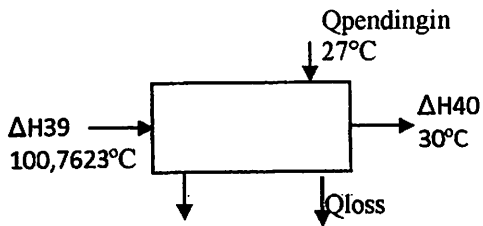
$$= m \cdot 1 \cdot (100 - 27)$$

$$m = 55.476,6349 \text{ kg}$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{37}		ΔH_{39}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
ΔH_{37}	4.799.522	CH ₃ OH	538.547
		H ₂ O	12.108
		Jumlah	550.655
$Q_{\text{pendingin}}$	-4.008.891	Q_{loss}	239.976
Total	790.631	Total	790.631

23. Cooler IV (E-165)



Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{39} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{40} + Q_{\text{loss}}$$

ΔH_{39} = Kandungan panas bahan masuk cooler V

ΔH_{40} = Kandungan panas bahan keluar cooler V

A. Kandungan panas dari kondensor (ΔH_{39})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	7.643,4	100,8	0,93	538.546,6
H ₂ O	159,8	100,8	1	12.108,2
Total				550.654,8

B. Kandungan panas keluar dari cooler III (ΔH_{40})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	7.643,411	30	0,93	35.541,86
H ₂ O	159,803	30	1	799,09
Total				36.340,96

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\ &= 5\% \times 550.654,8 \\ &= 27.532,74 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah pendingin yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{39} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{40} + Q_{\text{loss}}$$

$$550.655 + Q_{\text{pendingin}} = 36.340,96 + 27.532,74$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -486.781 \text{ kkal}$$

$$= 486.781,1 \text{ kkal}$$

Air pendingin masuk pada $T = 27 \text{ }^\circ\text{C}$
 Air pendingin keluar pada $T = 100 \text{ }^\circ\text{C}$

Kebutuhan air pendingin =

$$Q = m C_p \Delta T$$

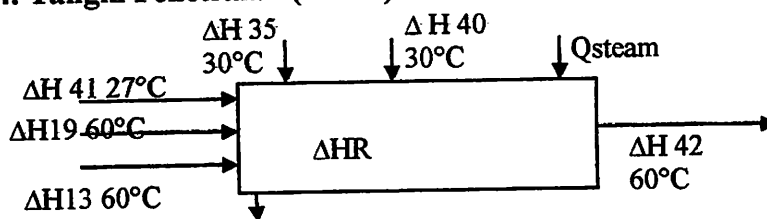
$$486781,1 = m \cdot 1 \cdot (100 - 27)$$

$$m = 6667,5681 \text{ Kg}$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{39}		ΔH_{40}	
Komponen	Energi (kcal)	Komponen	Energi (kcal)
CH ₃ OH	538.547	CH ₃ OH	35.542
H ₂ O	12.108	H ₂ O	799
Jumlah	550.655	Jumlah	36.341
Qpendingin	-486.781	Qloss	27.533
Total	63.874	Total	63.874

24. Tangki Penetralan (R-180)



Fungsinya untuk menetralkan asam sulfat

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{32} + H_{37} + H_{38} + H_{19} + H_{13} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{39} + Q_{\text{loss}}$$

ΔH_{13} = Kandungan panas dari dekanter I

ΔH_{19} = Kandungan panas dari dekanter II

ΔH_{35} = Kandungan panas dari cooler II

ΔH_{40} = Kandungan panas dari cooler IV

ΔH_{41} = Kandungan panas Ca(OH)₂

ΔH_{39} = Kandungan panas ke destilasi

A. Kandungan panas dari dekanter I (ΔH_{13})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	29401,093	60	0,93	957005,5739
H ₂ SO ₄	681,1821	60	0,66	15735,30651
H ₂ O	1027,8362	60	1,0001	35977,86443
Total				1008718,745

B. Kandungan panas dari dekanter II (ΔH_{19})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	5880,2186	60	0,93	191401,1154
H ₂ SO ₄	136,2364	60	0,66	3147,0608
H ₂ O	205,5672	60	1,0001	7195,5715
Total				201743,7478

C. Kandungan panas dari cooler II (ΔH_{35})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	5.525,735	30	0,93	25.694,67
H ₂ O	4,9342	30	1	24,67
Total				25.719,34

D. Kandungan panas dari cooler IV (ΔH_{40})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
CH ₃ OH	7.643,411	30	0,93	35.541,862
H ₂ O	159,803	30	1	799,094
Total				36.340,956

E. Kandungan panas Ca(OH)₂ (ΔH_{41})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kkal/kg°C)	H (kkal)
Ca(OH) ₂	617,2344	27	0,8	987,57504
Total				987,57504

F. Kandungan panas ke destilasi (ΔH 42)

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}$ C)	Cp (kkal/kg $^{\circ}$ C)	H (kkal)
CaSO ₄	1134,3767	60	0,7	27792,22842
H ₂ O	1698,4166	60	1	59444,58065
CH ₃ OH	48.450,46	60	0,93	1577062,396
Total				1664299,205

G. Panas yang hilang (Qloss)

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% Q \text{ masuk} \\ &= 63675,518 \text{ kkal} \end{aligned}$$

H. Panas Reaksi

Reaksinya :



Konversi reaksi : 100 %

mol Ca(OH) ₂ yang bereaksi	:	8,33
mol H ₂ SO ₄ yang bereaksi	:	8,33
mol H ₂ O yang tidak bereaksi	:	77,45
mol CaSO ₄ yang terbentuk	:	8,33
mol H ₂ O yang terbentuk	:	94,11
ΔH_f 25 Ca(OH) ₂	=	-235580 kkal/kmol
ΔH_f 25 CaSO ₄	=	-336580 kkal/kmol
ΔH_f 25 H ₂ SO ₄	=	-193690 kkal/kmol
ΔH_f 25 Air	=	-68317,4 kkal/kmol

Komponen	Mol	ΔH_f 25	ΔH_f 25
		(kkal/kmol)	(kkal)
Ca(OH) ₂	8,33	-235580,0	-1962508
CaSO ₄	8,33	-336580	-2804487
H ₂ SO ₄	8,33	-193690	-1614268
Air	16,66	-68317,4	-1138483

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Kcal)
Ca(OH) ₂	617,2344	60	0,8	17282,5632
CaSO ₄	1134,3767	60	0,7	27792,22842
H ₂ SO ₄	817,4185	60	0,66	18882,36735
Air	300,2762	60	1	10509,66685

$$\begin{aligned}\Delta HF_{25} &= m\Delta HF_{25} \text{ Produk} - m\Delta HF_{25} \text{ Reaktan} \\ &= -2752751 - -4766995 \\ &= 2014244,1 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaktan} &= \Delta H \text{ Trigliserida} + \Delta H \text{ Metanol} \\ &= (m \cdot Cp \Delta T) \text{ Trigliserida} + (m \cdot Cp \cdot \Delta T) \text{ Metanol} \\ &= 17282,563 + 27792,22842 \\ &= 45074,792 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Produk} &= \Delta H \text{ Metil ester} + \Delta H \text{ Air} \\ &= 18882,367 + 10509,667 \\ &= 29392,0342 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta HR &= \Delta HF_{25} + \Delta HF \text{ Produk} - \Delta HF \text{ Reaktan} \quad (\text{Levenspiel}) \\ &= 2014244,1 + 851300,92 - 483878,11 \\ &= 2381666,886 \text{ kkal} \quad (\text{endotermis})\end{aligned}$$

$$Q = -2381667 \text{ kkal}$$

I. Panas Steam

$$\begin{aligned}\text{Panas Masuk} &= 1.008.719 + 201744 + 25.719 + 36.341 + 988 \\ &= 1.273.510 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$1.273.510 + -2381667 + Q_{\text{steam}} = 63.676 + 1.664.299$$

$$Q_{\text{steam}} = 2.836.131 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam masuk pada } T = 150 \text{ } ^\circ\text{C} \quad P = 476 \text{ KPa}$$

Maka panas latentnya

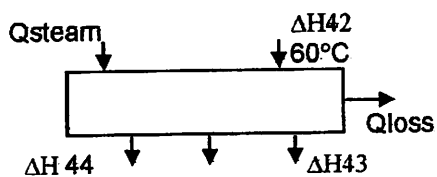
$$\lambda = 2113,2 \text{ kJ/kg} = 505,0669 \text{ kkal/kg} \quad (\text{Van Ness, 1996})$$

$$\begin{aligned}\text{Maka steam yang dibutuhkan} &= Q_{\text{steam}} / \lambda \\ &= 2836131,25 / 505,0669 \\ &= 5615,3576 \text{ Kg}\end{aligned}$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{13}		ΔH_{42}	
CH ₃ OH	957.005,6	CaSO ₄	27.792,2
H ₂ SO ₄	15.735,3	H ₂ O	59.444,6
H ₂ O	35.977,9	CH ₃ OH	1.577.062,4
Jumlah	1008718,745	Jumlah	1.664.299,2
ΔH_{19}			
CH ₃ OH	191401,1154		
H ₂ SO ₄	3147,06084		
H ₂ O	7195,571485		
Jumlah	201743,7478		
ΔH_{35}			
CH ₃ OH	25.694,67		
H ₂ O	24,67		
Jumlah	25.719,34		
ΔH_{40}			
CH ₃ OH	35.541,862		
H ₂ O	799,094		
Jumlah	36.340,956		
ΔH_{41}			
CaOH	987,57504		
Jumlah	987,57504		
ΔH Reaksi	-2381666,886		
Q _{steam}	2.836.131,2	Q _{loss}	63.675,5
Total	1.727.974,7	Total	1.727.974,7

25. Destilasi (D-190)



Fungsinya untuk merecycle metanol

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{42} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{43} + \Delta H_{44} + Q_{\text{loss}}$$

ΔH_{44} = Kandungan panas dari tangki penetralan

ΔH_{43} = Kandungan panas ke kondensor

A. Kandungan panas dari tangki penetralan (ΔH_{42})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	C _p (kkal/kg°C)	H (kkal)
H ₂ O	1698,4166	60	1	59444,58065
CH ₃ OH	48.450,46	60	0,93	1577062,396
Total				1636506,977

B. Kandungan panas masuk kondensor (ΔH_{43})

Aliran Bahan masuk kondensor dalam bentuk uap sehingga perhitungan ΔH menggunakan panas penguapan (H_v), yaitu dengan persamaan :

$$\Delta H = H_v \cdot \text{Massa}$$

$$- H_v \text{ CH}_3\text{OH} = 257,6706 \text{ kkal/kg}$$

$$- H_v \text{ H}_2\text{O} = 63,302 \text{ kkal/kg (Perry, 2008)}$$

Komponen	Massa (kg)	H _v (kkal/kg)	H (kkal)
CH ₃ OH	47965,953	257,6706	12359415,9
H ₂ O	484,502	63,302	30669,9282
Total			12390085,82

C. Kandungan panas ke waste (ΔH_{44})

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	C _p (kkal/kg°C)	H (kkal)
Air	1213,915	90,332	1,007	109191,976
Metanol	484,505	90,332	0,93	40283,581
Total				149475,557

D. Panas yang hilang

$$Q_{\text{loss}} = 5\% Q \text{ masuk}$$

$$= 5\% \times 1636507$$

$$= 81825,349 \text{ kkal}$$

E. Perhitungan jumlah panas yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{42} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{43} + Q_{\text{loss}} + \Delta H_{44}$$

$$1636507 + Q_{\text{steam}} = 12390086 + 81825,3 + 149475,56$$

$$Q_{\text{steam}} = 10984880 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam masuk pada : } T = 150 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 476 \text{ kPa}$$

Maka panas Latentnya :

$$\lambda = 2113,2 \text{ kJ/kg}$$

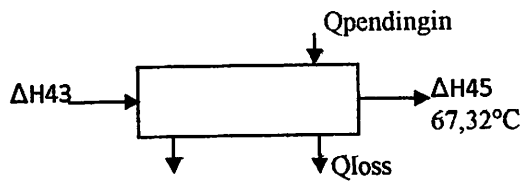
$$= 505,0669 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka steam yang dibutuhkan} &= Q_{\text{steam}} / \lambda \\ &= 10984880 / 505,0669 \\ &= 21749,356 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Heat Balance

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <42>		Aliran <43>	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
H ₂ O	59444,58065	Metanol	12359415,9
CH ₃ OH	1577062,396	Air	30669,9282
Jumlah	1636506,977	Jumlah	12390085,82
		Aliran <44>	
		H ₂ O	109191,9763
		CH ₃ OH	40283,58064
		Jumlah	149475,5569
Q _{steam}	10984880	Q _{loss}	81825,34883
Total	12621386,73	Total	12621386,73

26. Kondensor III (E-192)



Neraca panas total

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H43 + Q_{pendingin} = \Delta H45 + Q_{loss}$$

$\Delta H43$ = Kandungan panas bahan masuk kondensor

$\Delta H45$ = Kandungan panas bahan keluar kondensor

A. Kandungan panas masuk kondensor ($\Delta H43$)

Aliran Bahan masuk kondensor dalam bentuk uap sehingga perhitungan

ΔH menggunakan panas penguapan (H_v), yaitu dengan persamaan :

$$\Delta H = H_v \cdot \text{Massa}$$

$$- H_v \text{ CH}_3\text{OH} = 257,6706 \text{ kkal/kg}$$

$$- H_v \text{ H}_2\text{O} = 63,302 \text{ kkal/kg} \quad (\text{Perry, 2008})$$

Komponen	Massa (Kg)	H_v (Kcal/Kg)	H (kkal)
CH ₃ OH	47965,953	257,6706	12359415,9
H ₂ O	484,502	63,302	30669,9282
Total			12390085,82

B. Kandungan panas ke cooler V ($\Delta H45$)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (Keal)
CH ₃ OH	47965,953	67,318	0,93	1887725,316
H ₂ O	484,502	67,318	1	20505,08287
Total				1908230,399

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned} Q_{loss} &= 5\% Q_{masuk} \\ &= 5\% \times 12390085,8 \\ &= 619504,2912 \text{ kkal} \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah pendingin yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{43} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{45} + Q_{\text{loss}}$$

$$12390085,8 + Q_{\text{pendingin}} = 1908230 + 619504,3$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -9862351 \text{ kkal}$$

Air pendingin masuk pada $T = 27 \text{ }^\circ\text{C}$ Air pendingin keluar pada $T = 65 \text{ }^\circ\text{C}$

Kebutuhan air pendingin :

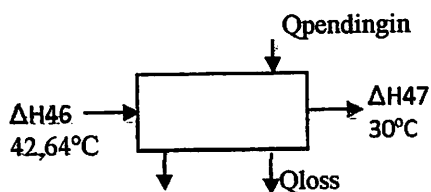
$$Q = m C_p \Delta T$$

$$9862351 = m \cdot 1 \cdot (65 - 27)$$

$$m = 259535,5561 \text{ Kg}$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{43}		ΔH_{45}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	12359415,9	CH ₃ OH	1887725,3
H ₂ O	30669,9282	H ₂ O	20505,08
Jumlah	12390085,82	Jumlah	1908230,399
Q _{pendingin}	-9862351	Q _{loss}	619504,2912
Total	2527734,7	Total	2527734,7

27. Cooler V (E-191)

Neraca panas total

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{46} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{47} + Q_{\text{loss}}$$

 ΔH_{46} = Kandungan panas bahan masuk cooler III ΔH_{47} = Kandungan panas bahan keluar cooler III

A. Kandungan panas dari heater II (ΔH_{46})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
CH ₃ OH	47965,953	42,636	0,93	786697,1601
H ₂ O	484,502	42,636	1	8545,358967
Total				795242,519

B. Kandungan panas keluar dari cooler V (ΔH_{47})

Komponen	Massa (kg)	T ($^{\circ}\text{C}$)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	H (kkal)
CH ₃ OH	47965,953	30	0,93	223041,6816
H ₂ O	484,50173	30	1	2422,7509
Total				225464,4324

C. Perhitungan panas yang hilang

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 5\% Q_{\text{masuk}} \\
 &= 5\% \times 795242,5 \\
 &= 39762,12595 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

D. Perhitungan jumlah pendingin yang masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{46} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{47} + Q_{\text{loss}}$$

$$795242,5 + Q_{\text{pendingin}} = 225464,43 + 39762,1$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -530016 \text{ kkal}$$

Air pendingin masuk pada $T = 27 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Air pendingin keluar pada $T = 42 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Kebutuhan air pendingin =

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$530016 = m \cdot 1 \cdot (42 - 27)$$

$$m = 35.330,86 \text{ kg}$$

Neraca panas keseluruhan

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
ΔH_{46}		ΔH_{47}	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH ₃ OH	786697,2	CH ₃ OH	223041,68
H ₂ O	8545,4	H ₂ O	2422,751
Jumlah	795242,5	Jumlah	225464,43
Qpendingin	-530016	Qloss	39762,12595
Total	265227	Total	265227

APPENDIK C SPESIFIKASI ALAT

1 *Tangki degumming (M-110)*

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Mengikat getah (gum) dari minyak mentah dengan bahan pembantu asam (proses <i>degumming</i>)
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical dished</i> dengan sudut puncak 120°
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
<i>Allowable stress (f)</i>	:	18750 lb/in ²
Tipe pengelasan	:	<i>Single Welding Butt Joint without Backing up Strip</i>
Faktor korosi (C)	:	1/16 in = 0,0625 in
Faktor pengelasan (E)	:	0,85
L/D	:	1,5 (Ulrich, 1984)
Kompisisi masuk	:	46.277,4615 Kg/jam = 102.023,2915 lbm/jam
Waktu operasi	:	30 menit
Suhu operasi	:	60 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Jumlah storage	:	1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

a. Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Viskositas dihitung dengan estimasi Letsou-Stiel Method, maka :

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/cm.s)
Trigliserida	31.800,7991	0,6889	0,9400	0,0567
FFA	13.623,6413	0,2951	0,9200	0,0567
Gum	710,4777	0,0154		
H ₃ PO ₄	23,0675	0,0005	1,6902	0,0459
Air	4,0707	0,0001	0,9832	0,0005
Total	46162,0563	1,0000	0,9240	0,0559

$$\text{Densitas campuran} = 924,0 \text{ Kg/m}^3 = 57,68 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,0376 \text{ lbm/ft.s}$$

b. Menentukan *Rate Volumetric* pada Mixer I

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Kapasitas Mixer I}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{102.023,2915 \text{ Kg/jam}}{57,6835 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1.768,6744 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

c. Menentukan Volume Larutan

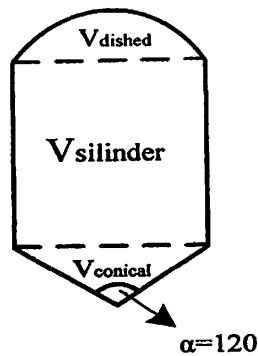
$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam Mixer I per} & \quad 30 \text{ menit waktu operasi} \\ &= 1.768,6744 \text{ ft}^3/\text{jam} \quad \times \quad 0,5 \text{ jam} \\ &= 884,3372 \text{ ft}^3 \\ &= 6.615,7266 \text{ galon} \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total
silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\ V_T &= 20\% V_T + 884,3372 \text{ ft}^3 \\ 80\% V_T &= 884,3372 \text{ ft}^3 \\ V_T &= 1105,4215 \text{ ft}^3 = 31,3022 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$V_{\text{dished}} = \frac{\pi}{3} H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$V_{\text{conical}} = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$V_{\text{Total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}}$$

(Brownell and Young, 1959)

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

adalah $L_s/D_T =$ (Ulrich, 1984)

$$1105,4215 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,4D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|$$

dimana α dari conical dished = 120

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$1105,4215 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 + 0,0755 D_T^3$$

$$1105,4215 \text{ ft}^3 = 1,3377 D_T^3$$

$$D_T^3 = 826,3385 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 9,3840 \text{ ft}$$

$$= 2,8603 \text{ m} = 112,6075 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder

maka :

$$V_L = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls}$$

$$\begin{aligned}
 884,3372 \text{ ft}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times \left| 9,3840 \right|^2 \times L_{1s} \\
 &+ 0,0755 \times \left| 9,3840 \right|^3 \\
 L_{1s} &= 11,8902 \text{ ft} \\
 &= 3,6242 \text{ m} = 142,6835 \text{ in}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquidanya itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{1s})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= \frac{57,6835 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 11,8902 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\
 &= 4,7630 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 4,7630 + 14,70 - 14,696 \\
 &= 4,7630 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without Backing up Strip*

Allowable stress (f) : 18750 lb/in²

Faktor pengelasan (E) : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Standarisasi t_s : $t_s < 5/8 \text{ in}$ (Hesse. 1984)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= \frac{4,7630 \times 112,6075}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 4,7630)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0793 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in } (3/16) = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

($t_{s\text{rancangan}} < t_{s\text{standart}}$)

G. Menentukan Standarisasi Do

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_T + (2 \times t_s) \\
 &= 112,6075 + 0,3750 \\
 &= 112,9825 \text{ in} = 2,8698 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$\begin{aligned}
 D_o &= 114 \text{ in} = 2,8956 \text{ m} \\
 i_{cr} &= 6 \frac{7}{8} \text{ in} \\
 r &= 108 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned}
 D_T &= D_o - (2 \times t_s) \\
 &= 114 - 0,3750 \\
 &= 113,6250 \text{ in} = 9,4688 \text{ ft} = 2,8861 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \text{ (Brownell and Young, 1959)} \\
 &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \\
 1105,4215 \text{ ft}^3 &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) \\
 &\quad + 0,0755 D_T^3 \\
 1105,4215 \text{ ft}^3 &= 70,3809 L_s + 71,9054 + 64,1244 \\
 L_s &= 13,7735 \text{ ft} = 4,1982 \text{ m} \\
 \frac{L_s}{D_i} &= \frac{13,7735 \text{ ft}}{9,4688 \text{ ft}} = 1,4546 \text{ P (Memenuhi)}
 \end{aligned}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana :

- H : Tinggi tangki storage (ft)
- h_a : Tinggi tutup atas *standart dished* (ft)
- h_b : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)
- L_s : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} h_a &= 0,169 \times D_T && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= 0,169 \times 9,4688 \text{ ft} \\ &= 1,6002 \text{ ft} = 0,4878 \text{ m} = 19,2026 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} h_b &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 9,4688 \text{ ft}}{1,7321} \\ &= 2,7333 \text{ ft} = 0,8331 \text{ m} = 32,8001 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned} H &= h_a + h_b + L_s \\ &= 1,6002 + 2,7333 + 13,7735 = 18,1070 \text{ ft} \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,855 \times \text{Pi} \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \text{Pi})} + C \\ &= \frac{0,855 \times 4,7630 \times 113,6250}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 4,7630} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0926 \text{ in} = 0,0024 \text{ m} \end{aligned}$$

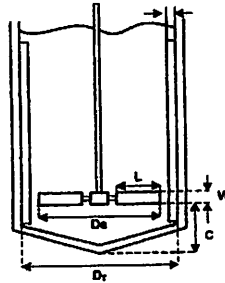
J. Menentukan tebal tutup bawah

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{\text{Pi} \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2 \alpha} + C \\ \text{dimana } d_e = D_T &= 113,6250 \text{ in} \\ \cos 1/2 \alpha &= 0,5 \\ &= \frac{4,7630 \times 113,6250}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,6 \times 4,7630 \times 0,5} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0965 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

K. Perancangan Pengaduk

Data-data untuk perbandingan geometris standart sistem pengadukan diambil dari tabel 3,4-1 hal 144, Geankoplis :

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 0,3 - 0,5 \\ W/Da &= 0,2 \\ L/Da &= 0,25 \\ C/Dt &= 0,3333 \\ J/Dt &= 0,0833 \end{aligned}$$



Gambar penampang Pengaduk

Dimana :

- D_t = Diameter dalam tangki
- D_a = Diameter impeller (pengaduk)
- W = Lebar Pengaduk
- L = Panjang Pengaduk
- C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki
- J = lebar baffle

↳ Menentukan Diameter Pengaduk

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 0,4 \\ Da &= 0,4 D_t \\ &= 0,4 \times 9,4688 \text{ ft} \\ &= 3,7875 \text{ ft} = 1,1544 \text{ m} \end{aligned}$$

↳ Menentukan Lebar Pengaduk

$$\begin{aligned} W/Da &= 0,2 \\ W &= 0,2 Da \\ &= 0,2 \times 3,7875 \text{ ft} \\ &= 0,7575 \text{ ft} = 0,2309 \text{ m} \end{aligned}$$

p Menentukan Panjang Pengaduk

$$\begin{aligned}
 L/D_a &= 0,25 \\
 L &= 0,25 \quad D_a \\
 &= 0,25 \quad x \quad 3,7875 \quad \text{ft} \\
 &= 0,9469 \quad \text{ft} = 0,2886 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

p Menentukan Tinggi Pengaduk dari dasar tangki

$$\begin{aligned}
 C/D_t &= 0,3333 \\
 C &= 0,3333 \quad D_t \\
 &= 0,3333 \quad x \quad 9,4688 \quad \text{ft} \\
 &= 3,1559 \quad \text{ft} = 0,9619 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

p Menentukan Lebar Baffle

$$\begin{aligned}
 J/D_t &= 0,0833 \\
 J &= 0,0833 \quad D_t \\
 &= 0,0833 \quad x \quad 9,4688 \quad \text{ft} \\
 &= 0,7891 \quad \text{ft} = 0,2405 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

p Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan D_a/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahawa $D_a/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

p Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned}
 n_p &= \frac{\text{tinggi liquid dalam silinder}}{2 D_a^2} = \frac{11,8902}{28,6903} \\
 &= 0,4144 \approx 1 \quad \text{buah}
 \end{aligned}$$

p Menentukan Daya Pengaduk

Untuk kecepatan putaran (N) diambil $\text{rpm} = 1 \text{ rps}$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{3,7875 \text{ ft} \quad x \quad 1,0000 \text{ rps} \quad x \quad 57,6835 \text{ lbm/ft}^3}{3,758E-02 \text{ lbm/ft.s}} \\
 &= 5813,7451
 \end{aligned}$$

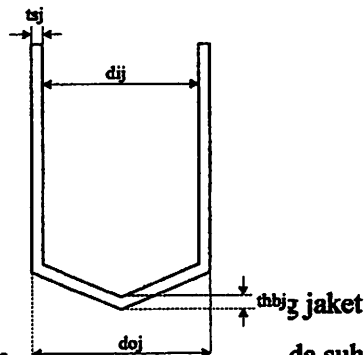
Jenis Aliran : Laminer

Dari halaman 164 Geankoplis untuk Number Power (Np) diambil

$$N_p = 3,0$$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D a^5}{g_c} \\
 &= \frac{3,0 \times 57,6835 \times 1,0000^3 \times 3,7875^5}{32,1740} \\
 &= 4192,0924 \text{ lbf.ft/s} \\
 &= 7,6220 \text{ hp} \approx 54 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

L. Perancangan Jacket Pemanas



Dalam Mixer I (*De*), pada suhu 60°C , maka Mixer dilengkapi dengan jaket pemanas menggunakan steam sebagai media pemanas

- Menghitung Volume Steam

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Steam Masuk} &= 79,4883 \text{ Kg/jam} \\
 &= 175,2398 \text{ lbm/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas Steam pada } 150^\circ\text{C} &= \text{Kg/m}^3 \\
 &= 57,3137 \text{ lbm/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{Rate Steam Masuk}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{175,2398 \text{ lbm/jam}}{57,3137 \text{ lbm/ft}^3} = 3,0576 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume steam} = 3,0576 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} = 1,5288 \text{ ft}^3$$

- Menghitung tekanan design

$$\begin{aligned}
 P \text{ steam pada suhu } &^\circ\text{C} = 485,7 \text{ kPa} \\
 &= 70,4448 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} \\
 &= 70,4448 - 14,696 = 55,7488 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

● Menghitung diameter jaket (d_j)

$$V_{\text{jaket}} = V \text{ dibadan silinder} + V \text{ ditutup bawah}$$

$$V_{\text{jaket}} = \frac{\pi}{4} \times L_{\text{ls}} \times \left| d_j^2 - d_M^2 \right| + \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$1,5288 = \frac{\pi}{4} \times 11,8902 \times \left| d_j^2 - 9,5000^2 \right| + \frac{\pi}{24}$$

$$\times \left| \frac{d_j^3 - 9,5000^3}{1,7321} \right|$$

$$1,5288 = 9,334 \times \left| d_j^2 - 9,50^2 \right| + 0,0755 \times$$

$$1,5288 = \left| \frac{d_j^3 - 9,50^3}{9,334} - \frac{842,3738}{64,7614} \right| + \left| 0,0755 d_j^3 - \right.$$

$$1,5288 + 842,3738 + 64,7614 = 9,3338 d_j^2 + 0,0755 d_j^3$$

$$908,6640 = 9,3338 d_j^2 + 0,0755 d_j^3$$

$$d_j = 13,0043 \text{ ft} = 156,0517 \text{ in}$$

$$1744,5682$$

● Menghitung tinggi jaket (t_j)

$$t_j = \frac{\text{Pi} \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi})} + C$$

$$= \frac{55,7488 \times 156,0517}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 55,7488)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,3360 \text{ in} \approx \text{in } (5/8) = 0,0159 \text{ m}$$

$$d_{o_j} = d_j + 2.t_j$$

$$= 156,0517 + 1,2500$$

$$= 157,3017 \text{ in} = 13,1085 \text{ ft} = 3,9955 \text{ m}$$

$$\text{Standarisasi } d_{o_j} = 168 \text{ in} = 4,2672 \text{ m}$$

$$\text{icr} = 10 \frac{1}{8} \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$r = 144 \text{ in}$$

$$d_j \text{ baru} = d_{o_j} - 2.t_j$$

$$= 168 - 1,2500$$

$$= 166,7500 \text{ in} = 13,8958 \text{ ft} = 4,2355 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Ruang steam pada jaket} &= \frac{(\text{dij jaket} - \text{doj silinder})}{2} \\ &= \frac{| 4,2355 - 2,8956 |}{2} \\ &= 0,6699 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menghitung tebal tutup bawah (t_{hb_j})

$$\begin{aligned} t_{hb_j} &= \frac{P_i \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times P_i) \cos 1/2 \alpha} + C \\ \text{Dimana } \cos 1/2 \alpha &= 0,5 \\ &= \frac{55,7488 \times 166,7500}{2 \times | 18750 \times 0,9 | - | 0,6 \times 55,749 | \times 0,5} + \frac{1}{16} \\ &= 0,6470 \text{ in} \approx 0,625 \text{ in } (5/8) = 0,0159 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menghitung tinggi tutup bawah (hb_j)

$$\begin{aligned} hb_j &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} \\ &= \frac{0,5 \times 166,7500 \text{ in}}{1,7321} \\ &= 48,1352 \text{ in} = 1,2226 \text{ m} = 4,0113 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Brownell tabel 5,4 hal 87 diketahui :

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

maka tinggi tutup bawah jaket

$$\begin{aligned} hb_j &= hb_j + sf \\ &= 48,1352 + 1,5 \\ &= 49,6352 \text{ in} = 1,2607 \text{ m} = 4,1363 \text{ ft} \end{aligned}$$

M. Dimensi Pipa

$$\text{Velocity} = 4,4500 \text{ m/s} \quad (\text{Coulson \& Richardson. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Flow Rate volume} &= \text{Berat masuk Mixer I : densitas campuran} \\ &= 92554,9229 \text{ Kg/jam} : 924,0 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 100,1674 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\text{Flow Rate volume}}{\text{Velocity}} = \frac{0,0278 \text{ m}^3/\text{s}}{4,4500 \text{ m/s}} \\ &= 0,0063 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\pi}{4} \times d_1^2 \\ d_1^2 &= \frac{0,0063}{0,7850} \text{ m}^2 \\ d_1 &= 0,0892 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Tangki degumming*

Fungsi	:	Mengikat getah (gum) dari minyak mentah dengan bahan pembantu asam (proses <i>degumming</i>)
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical dished</i> dengan sudut puncak 120°
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	:	<i>Single Welding Butt Joint without Backing up Strip</i>
Volume tangki (V_T)	:	1105,4215 ft ³
Diameter tangki (D_T)	:	113,6250 ft
Diameter Luar (D_o)	:	114 in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875 in
Tinggi Silinder (L_s)	:	13,7735 ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,0926 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	1,6002 ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	2,7333 ft
Diameter pipa (d_1)	:	0,0892 m
Tinggi tangki (H)	:	18,1070 ft
Jumlah	:	1 buah
Dimensi Pengaduk :		
Diameter (D_a)	:	3,7875 ft
Lebar (W)	:	0,7575 ft
Panjang (L)	:	0,2886 ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	:	3,1559 m
Lebar Baffle (J)	:	0,7891 ft

Jenis Pengaduk	:	<i>Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle</i>
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk	:	54 hp

Dimensi jaket :

Diameter dalam (d_i)	:	166,7500	in
Diameter luar (d_o)	:	168,0000	in
Tebal jaket (t_j)	:	0,6250	in
Tebal tutup bawah (t_{hb_j})	:	0,6250	in
Tinggi tutup bawah (hb_j)	:	49,6352	in

2 Storage Asam Fosfat (F-111)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menyimpan sementara asam fosfat sebagai bahan pembantu proses *degumming*.

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Allowable stress (f) : 18750 lb/in²

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Faktor pengelasan (E) : 0,8

Waktu tinggal : 7 hari

L/D : 1,5

Rate feed masuk : 27,1382 Kg/jam

Densitas Asam Fosfat : 1,6902 Kg/L

= 1690,2 Kg/m³

105,5167 lbm/ft³ (Perry 7th. 1997)

Jumlah storage : 1 buah

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

(Brownell and Young, 1959)

B. Menentukan Rate Bahan (V_B)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volume} &= \text{Rate As. Fosfat} : \text{densitas As. Fosfat} \\
 &= 27,13818713 \text{ Kg/jam} : 1690,2 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 0,0161 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Volume Asam Fosfat selama 7 hari

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Asam Fosfat} &= 0,0161 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7 \times 24 \text{ jam} \\
 &= 2,6974 \text{ m}^3 \\
 &= 95,2536 \text{ ft}^3 = 164,6067 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asam fosfat pada storage mengisi 80% dari volume total storage sehingga ruang kosong sebesar 20%

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\
 V_T &= 20\% V_{\text{ruang kosong}} + 2,6974 \text{ m}^3 \\
 80\% V_T &= 2,6974 \text{ m}^3 \\
 V_T &= 3,3718 \text{ m}^3 \\
 &= 119,0670 \text{ ft}^3 = 205,7583 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T) adalah

$$L_s/D_T = 1,5 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$



$$V_{\text{dished}} = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$V_{\text{conical}} = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

Gamb an asam fosfat
 $\alpha=120$

maka :

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 3,3718 \text{ m}^3 &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,4D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3) \\
 &\quad + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|
 \end{aligned}$$

dimana α dari conical dished = 120

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$\begin{aligned}
 3,3718 \text{ m}^3 &= 1,1775 D_T^3 + 0,0755 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 \\
 3,3718 \text{ m}^3 &= 1,3377 D_T^3 \\
 D_T^3 &= 2,5205 \text{ m}^3 \\
 D_T &= 1,3609 \text{ m} \\
 &= 53,5790 \text{ in} = 4,4649 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T) adalah L_s/D_T , maka tinggi silinder sama dengan 1,5 diameter tangki.

$$\begin{aligned}
 L_s &= 1,5 \times D_T \\
 &= 1,5 \times 1,3609 \text{ m} = 2,0414 \text{ m}
 \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

Asam Fosfat menempati tutup bawah dan bagian silinder maka :

$$\begin{aligned}
 V_L &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}} \\
 V_L &= \left[\frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right] + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls} \\
 2,6974 \text{ m}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times \left[1,3609 \right]^2 \times L_{ls} + \\
 &\quad 0,0755 \times \left[1,3609 \right]^3 \\
 L_{ls} &= 1,7244 \text{ m} = 5,6573 \text{ ft} = 67,8885 \text{ in}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= \frac{105,5167 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 5,6573 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\
 &= 4,1454 \text{ psia} \\
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14,696 + 4,1454 - 14,696 \\
 &= 4,1454 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

Allowable stress (f)	:	18750	lb/in ²
Faktor pengelasan (E)	:	0,8	
Faktor korosi (C)	:	1/16	in = 0,0625 in
Standarisasi t_s	:	$t_s < 5/8$	in (Hesse, 1945)

$$t_s = \frac{\pi \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times \pi))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{4,1454 \times 53,5790}{2 \times (18750 \times 0,8) - (0,6 \times 4,1454)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0699 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} = 0,0048 \text{ m}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

$$(t_{s_{\text{rancangan}}} < t_{s_{\text{standart}}})$$

G. Menentukan Standarisasi Do baru

$$D_o = D_T + (2 \times t_s)$$

$$= 53,5790 + 0,3750$$

$$= 53,9540 \text{ in} = 1,3704 \text{ m}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 54 \text{ in} = 1,3716 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 3,25 \text{ in}$$

$$r = 54 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_T = D_o - (2 \times t_s)$$

$$= 54 - 0,3750$$

$$= 53,6250 \text{ in} = 4,4687 \text{ ft} = 1,3621 \text{ m}$$

Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$3,3718 \text{ m}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0755 \cdot D_T^3) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$3,3718 \text{ m}^3 = 1,4564 \text{ Ls} + 0,2140 \text{ m}^3 + 0,1909 \text{ m}^3$$

$$L_s = 2,0371 \text{ m}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{2,0371 \text{ m}}{1,3621 \text{ m}} = 1,4956 \quad \text{P(Memenuhi)}$$

H. Menentukan Tinggi Storage Total (H)

$$H = ha + hb + Ls$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

ha : Tinggi tutup atas *standart dished* (ft)

hb : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)

Ls : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} ha &= 0,169 \times D_T && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= 0,169 \times 4,4687 \text{ ft} \\ &= 0,7552 \text{ ft} = 0,2302 \text{ m} = 9,0626 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} hb &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} \\ &= \frac{0,5 \times 4,4687 \text{ ft}}{1,7321} \\ &= 1,2900 \text{ ft} = 0,3932 \text{ m} = 15,4798 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned} H &= ha + hb + Ls \\ &= 0,2302 + 0,3932 + 2,0371 \\ &= 2,6605 \text{ m} \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,855 \times Pi \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times Pi)} + C \\ &= \frac{0,855 \times 14,6960 \times 53,6250}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 14,6960} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1074 \text{ in} = 0,0027 \text{ m} \end{aligned}$$

J. Menentukan tebal tutup bawah

$$t_{..} = \frac{Pi \times de}{\dots} + C$$

$$\begin{aligned}
 & \text{dimana } d_e = D_T = \frac{2(f \times E) - (0,6 \times P_i) \cos 1/2 \alpha}{\cos 1/2 \alpha} + \frac{1}{16} \\
 & = \frac{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,6 \times 4,1454 \times 0,5}{\cos 1/2 \alpha} + \frac{1}{16} \\
 & = 0,0773 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \quad (3/16) = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

K. Dimensi Pipa

$$\text{Velocity Asam fosfat} = 4,8730 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Flow Rate volume} &= \text{Massa As. Fosfat} : \text{densitas As. Fosfat} \\
 &= 27,1382 \text{ Kg/jam} : 1690,2 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 0,0161 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\text{Flow Rate volume}}{\text{Velocity Asam fosfat}} = \frac{4,46\text{E-}06 \text{ m}^3/\text{s}}{4,8730 \text{ m/s}} \\
 &= 9,152\text{E-}07 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Luas Pipa (A)} = \frac{\pi}{4} \times d_1^2$$

$$d_1^2 = \frac{9,15\text{E-}07}{0,7850} \text{ m}^2$$

$$d_1 = 0,0011 \text{ m}$$

Spesifikasi *Storage* Asam fosfat

Fungsi : Menyimpan sementara asam fosfat (H_3PO_4) sebagai bahan pembantu proses *degumming*.

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal atas *standard d ished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Volume tangki (V_T)	: 119,0670 ft^3
Diameter tangki (D_T)	: 53,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 54,0000 in
Tebal Silinder (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 2,0371 m
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,1074 in

Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	0,7552	ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	0,3932	ft
Diameter pipa (d_1)	:	0,0425	in
Jumlah	:	1	buah

3. Heat Exchanger (E - 112)

Fungsi : Memanaskan minyak sebelum masuk ke reaktor esterifikasi I.

Tipe : *Shell and Tube*

Asumsi :

- Ukuran tube : 1 1/4 " OD 14 BWG panjang 16 ft
- Susunan tube : Segitiga
- Pitch : 19/16 "
- Faktor kekotoran (R_d) minimal = 0,03 BTU/jam ft² oF
- ΔP shell = 10 psi
- ΔP tube = 2

Diketahui :

- Suhu bahan masuk shell = 27 °C
- Suhu bahan keluar shell = 60 °C
- Suhu pemanas masuk dan keluar tube = 117,8 °C

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 46.277,4615 Kg/jam
= 102.022,6223 Lbm/jam
- Rate pemanas = 46.274,2609 Kg/jam
= 102.015,5665 Lbm/jam

Panas yang dibawa oleh pemanas :

$$\begin{aligned}
 Q &= 799.125,2920 \text{ Kcal / jam} \\
 &= 3.171.132,1111 \text{ BTU / jam} \\
 \Delta T_1 &= 117,8 - 27 = 90,8 \text{ °C} \\
 \Delta T_2 &= 117,8 - 60 = 57,8 \text{ °C} \\
 \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{90,8 - 57,8}{\ln \left(\frac{90,8}{57,8} \right)} \\
 &= 73,0621 \text{ } ^\circ\text{C} = 163,5118 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 R &= \frac{117,8 - 118}{60 - 27} = 0 \\
 S &= \frac{60 - 27}{117,8 - 27} = 0,3634
 \end{aligned}$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\
 &= 1 \times 73,0621 \\
 &= 73,0621 \text{ } ^\circ\text{C} = 163,5118 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$\begin{aligned}
 - t_c &= 0,5 \times (27 + 60) = 44 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 - T_c &= 0,5 \times (117,8 + 117,8) = 117,8 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Mencari IDs dengan cara Trial U_D

Bahan yang akan dipanaskan merupakan minyak (trigliserida), termasuk heavy organics. Maka dari Kern tabel 8 hal 840 didapat :

$$\begin{aligned}
 U_D &= 6 - 60 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 \text{Trial } U_D &= 50 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{3.171.132,1111}{50 \times 163,5118} \\
 &= 387,8781 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Nilai A (Luas perpindahan panas) $> 120 \text{ ft}^2$ maka pemilihan heater tipe *shell and tube* sangat tepat

$$\begin{aligned}
 \text{Dari kern tabel 10 didapat } a'' &= 0,1963 \\
 N_t &= \frac{A}{a'' \times l} = \frac{387,8781}{0,1963 \times 16} \\
 &= 123,4966
 \end{aligned}$$

N_t hasil trial distandardkan dengan Kern, tabel 9 hal 842 didapatkan N_t standart = 136 ; IDs = 23 1/4 in

$$\begin{aligned}
 \text{UD koreksi} &= \frac{N_t}{N_{t_{\text{standart}}}} \times \text{UD trial} \\
 &= \frac{123,4966}{136} \times 50 \\
 &= 45,4032 \text{ Btu/j.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

UD koreksi memenuhi karena masih masuk dalam range 6 - 60

Btu/j.ft².°F

Menentukan jarak antar baffle

Ketetapan : $B = (1/5 \text{ sampai } 1) \text{ IDs}$

Maka dipilih $B = 12 \frac{4}{5}$

$$\begin{aligned}
 N + 1 &= \frac{1 \times 12}{B} = \frac{16 \times 12}{12 \frac{4}{5}} \\
 &= 14,999983
 \end{aligned}$$

Diameter ekivalen (d_e) = 0,73 in

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Tipe HE : 1 - 2

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
IDs = 23 1/4 in	do = 21 1/4 in
n' = 1	di = 1,0800 in
de = 0,73 in = 0,0608 ft	= 0,0900 ft
B = 12 4/5	a' = 0,923 in ²
	a" = 0,3271 ft ² /ft
	l = 16
	n = 2
	P _T = 1,5625
	C' = P _T - 1 1/4
	= 1,6 - 1 1/4
	= 0,3125 in
	Nt standart = 136
	Susunan segitiga
	14 BWG

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
<p>1. Menghitung N_{Re}</p> $a_s = \frac{ID_s \times B \times C'}{n' \times P_T \times 144}$ $= \frac{23 \frac{1}{4} \times 12,8 \times 0,31}{1 \times 1,6 \times 144}$ $= 0,4133 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{m}{a_s} = \frac{102.022,6223}{0,4133}$ $= 246.828,6434 \text{ lbm/jam.ft}^2$ $\mu = 0,0561 \text{ Kg/m.s}$ $= 56,1013 \text{ cp}$ $N_{Re} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,0608 \times 246.828,6434}{56,1013 \times 2,42}$ $= 539,7573$ <p>2. Mencari faktor panas (JH) Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :</p> $JH = 13 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$ $C_p = 0,4889 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$ $= 4,2774 \text{ BTU/lbm °F}$ $k = 0,102 \text{ (Kern, hal 800)}$ <p>3. Mencari harga koefisien film</p> $h_o = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_r} \right)^{0,14}$ $= 3.478,8437 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$	<p>1'. Menghitung N_{Re}</p> $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{136 \times 0,923}{2 \times 144}$ $= 0,4359 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{102.015,5665}{0,4359}$ $= 234.055,2159$ $\mu = 0,0534 \text{ Kg/m.s}$ $= 53,426 \text{ cp}$ $N_{Re} = \frac{d_i \times G_t}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,0900 \times 234.055,2159}{53,4257966 \times 2,42}$ $= 162,927525$ <p>Mencari harga koefisien film $h_{i_o} = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$</p>

Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{1.500 \times 3.478,8437}{1.500 + 3.478,8437}$$

$$= 1048,0878 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}} = \frac{1.048,0878 - 45,4032}{1.048,0878 \times 45,4032}$$

$$= 0,001053539 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$R_d < R_d$ tetapan maka memenuhi syarat

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
$N_{Re} = 539,7573$ $f = 0,0100$ (Kern, hal 836) Menghitung ΔP karena panjang shell $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g \times \phi_s}$ $= 5,5759 < 10$ (Memadai)	$N_{Re} = 162,9275$ $f = 0,0080$ (Kern, hal 836) Menghitung ΔP karena panjang tube $\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times l \times n}{5,22 \times 10^{10} \times d_i \times S_g \times \phi_s}$ $= 0,7083$ Menghitung ΔP karena tube <i>passes</i> $v = \frac{G_t}{3600 \times 62,5}$ $= \frac{234.055,2159}{3600 \times 62,5}$ $= 1,0402 \text{ ft/detik}$ $\Delta P_n = \frac{4 \cdot n}{s} \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$ $= \frac{4 \cdot 144}{144} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0584$ $\Delta P_T = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 0,7083 + 0,0584$ $= 0,7667 < 2$ (Memadai)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Heater I

Fungsi : Memanaskan minyak sebelum masuk ke reaktor esterifikasi.

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 46.277,4615 Kg/jam

Rate Steam : 46.274,2609 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 23 1/4 in = 0,5906 m

Jarak antar *baffle* = 12 4/5 in = 0,3251 m

Bagian Tube

Jumlah Tube = 136 buah

Diameter luar (do) = 21 1/4 in = 0,5398 m

Diameter dalam (di) = 1,0800 in = 0,0274 m

Diameter ekuivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

4. Centrifugal Pump (L - 113)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak mentah dari *screw press* menuju Mixer I.

Tipe : Centrifugal Pump

Rate Feed : 46.134,9181 Kg/jam = 101.709,0405 lbm/jam

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Nilai densitas dihitung dengan estimasi Hankinson-Brobst-Thompson Method dan nilai

Viskositas dihitung dengan estimasi Letsou-Stiel Method, maka :

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	31.800,7991	0,6893	0,9400	0,0567
FFA	13.623,6413	0,2953	0,9200	0,0567
Gum	710,4777	0,0154	0,2594	0,0178
Jumlah	46134,9181	1	0,9236	0,0561

Densitas = 923,613 Kg/m³ = 57,6592 lbm/ft³

Viskositas = 0,0561 Kg/m.s = 0,0377 lbm/ft.s

4 Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed minyak mentah} : \text{Densitas} \\
 &= \frac{101709,0405 \text{ lbm/jam}}{57,6592 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 1763,9699 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0139 \text{ m}^3/\text{s} = 219,9230 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan Fluida (Minyak Mentah)

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut simpson (hal 218, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{minyak mentah}} = 923,61341 \text{ Kg/m}^3 \text{ sehingga didapatkan kecepatan minyak mentah sebesar } (v) = 2,9073 \text{ m/s}$$

D. Menentukan Dimensi Pipa Keluar dan Masuk Pompa

$$\begin{aligned}
 \text{4 Luas aliran pipa} &= \text{rate volumetric} : \text{kecepatan liquida} \\
 &= 0,0139 \text{ m}^3/\text{s} : 2,9073 \text{ m/s} \\
 &= 0,0048 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{4 Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\
 &= \frac{0,0048}{0,25 \cdot 3,14} \\
 &= 0,0780 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4 Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{0,0780 \text{ m} \times 2,9073 \text{ m/s} \times 923,613 \text{ Kg/m}^3}{0,0561 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 3732,0336
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminer* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*

4 Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14

(Coulson & Richardson's, 1997)

, dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times (12,8153)^{0,53} \times (923,6)^{-0,37} \\
 &= 90,5173 \text{ mm} = 3,5637 \text{ in}
 \end{aligned}$$

4 Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 4,026 in schedule number 40

$$Di = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

$$Do = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$A = 0,0082 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0139 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0082 \text{ m}^2} = 1,6882 \text{ m/s}$$

4 Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= \frac{0,1023 \text{ m} \times 1,6882 \text{ m/s} \times 923,6 \text{ Kg/m}^3}{0,0561 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 2842,1224
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Laminer

$$\begin{aligned}
 4 \text{ Fanning friction factor (f)} &= 16 : N_{Re} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= 16 : 2842,1224 \\
 &= 0,0056
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

4 Kontraksi dari Screw Press ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran laminer nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis, 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,6882^2}{2 \times 0,5} \right| = 1,5675 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi sepanjang pipa

$$\text{Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L)} = 10 \text{ m}$$

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0056 \times 10 \times 1,6882^2}{0,1023 \times 2} = 3,1379 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi untuk 5 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga
 $K_f = 0,75$

$$h_f = 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 0,75 \left| \frac{1,6882^2}{2} \right| = 5,3436 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga
 $K_v = 0,17$

$$h_v = K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 0,17 \left| \frac{1,6882^2}{2} \right| = 0,2422 \text{ J/Kg}$$

4 Ekspansi dari pipa ke tangki Mixer I

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,6882^2}{2 \times 0,5} \right| = 1,4250 \text{ J/Kg}$$

4 Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,5675 + 3,138 + 5,344 + 0,2422 + 1,4250 \\ &= 11,7161 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

4 Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Direncanakan perencanaan perpipaan adalah

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 7 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0 \text{ dimana untuk aliran laminar}$$

nilai $\alpha = 0,5$ berdasarkan persamaan Bernaulli (Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(1,0 \times 0) + 9,8067 \times (7 - 0) + 11,7161 = W_s$$

$$W_s = -80,3627 \text{ J/Kg}$$

$$= -80,3627 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

4 Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{80,3627}{9,8067} = 8,1947 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 199 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

4 Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 219,9230 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 56\%$$

Shaft work (Wp) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{80,3627}{56\%} = 143,5048 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\text{dimana m adalah rate fluida masuk} = 12,8153 \text{ Kg/s}$$

$$= 143,5048 \text{ J/Kg} \times 12,8153 \text{ Kg/s}$$

$$= 1839,05058 \text{ J/s}$$

$$= 1839,05058 \text{ Watt}$$

$$= 2,4662 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan minyak mentah dari screw press menuju Mixer I.

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran	:	3500	rpm
Effisiensi	:	0,56	
Daya pompa	:	4	hp
Diameter dalam pipa	:	0,1023	m
Diameter luar pipa	:	0,1143	m
Kapasitas pompa	:	219,9230	gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>	
Jumlah	:	1	buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe	:	SSPC Centrifugal pump C25032B3
Maximum Flow	:	2 - 170 gpm
HP Standard	:	4 HP
Inlet Connection Type	:	FNTP
Inlet	:	2.00 inches
Outlet Connection Type	:	FNTP
Outlet	:	1,50 inches
Voltage	:	230/460
Phase	:	3
Motor	:	ODP
Speed	:	3450 RPM
Viscosity	:	3 20 to 40 00 cSt
Material		
Mechanical Seal Type:		



5. Centrifugal Pump (L - 114)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan H_3PO_4 dari storage H_3PO_4 menuju mixer I
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Rate Feed : 27,1382 Kg/jam = 59,8289 lbm/jam
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah : 1 buah

B. Menentukan *Rate Volumetric*

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
H_3PO_4	23,0675	0,85	1,6902	0,0459
H_2O	4,0707	0,15	0,9832	0,0005
Jumlah	27,1382	1	2,6734	0,0464

$$\text{Densitas} = 2673,4 \text{ Kg/m}^3 = 166,8945 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0464 \text{ Kg/m.s} = 0,0312 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed asam phospat} : \text{Densitas} \\ &= \frac{59,8289 \text{ lbm/jam}}{166,8945 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 0,3585 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} = 4,4694 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan Fluida (Minyak Mentah)

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 218, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{asam phospat}} = 2673,4 \text{ Kg/m}^3 \text{ sehingga didapatkan kecepatan minyak mentah sebesar } (v) = 10,765 \text{ m/s}$$

D. Menentukan Dimensi Pipa Keluar dan Masuk Pompa

$$\begin{aligned} \text{4 Luas aliran pipa} &= \text{rate volumetric} : \text{kecepatan liquida} \\ &= 0,000282 \text{ m}^3/\text{s} : 10,76 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3\text{E-}05 \text{ m}^2 \\
 \text{d Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{2,61948\text{E-}05}{0,25 \cdot 3,14}} \\
 &= 0,0058 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- d Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis, 1997)} \\
 &= \frac{0,0058 \text{ m} \times 10,765 \text{ m/s} \times 2673,4 \text{ Kg/m}^3}{0,0464 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 3582,7526
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminar* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminar*

- d Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned}
 D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times (0,1885)^{0,53} \times (2673,4)^{-0,37} \\
 &= 6,5271 \text{ mm} = 0,2570 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- d Standarisasi Diameter dalam pipa (D_i)

Standarisasi D_i menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 0,364 in schedule number 40

$$D_i = 0,364 \text{ in} = 0,0092 \text{ m}$$

$$D_o = 0,540 \text{ in} = 0,0137 \text{ m}$$

$$A = 0,0007 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

- d Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi D_i

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0003 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0007 \text{ m}^2} = 0,4196 \text{ m/s}$$

- d Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\
 &= \frac{0,0092 \text{ m} \times 0,4196 \text{ m/s} \times 2673,4 \text{ Kg/m}^3}{0,0464 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 223,5250
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Laminer

$$\begin{aligned}
 \text{4 Fanning friction factor (f)} &= 16 : N_{Re} && \text{(Geankoplis, 1997)} \\
 &= 16 : 223,5250 \\
 &= 0,072
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

4 Kontraksi dari *storage* H₃PO₄ ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran laminer nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,4196^2}{2 \times 0,5} \right| = 0,0968 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L = 30 m

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,07 \times 30 \times 0,4196^2}{0,0092 \times 2} \\
 &= 81,7895 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

4 Friksi untuk 5 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 0,75 \left| \frac{0,4196^2}{2} \right| \\
 &= 0,3301336 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

4 Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$\begin{aligned}
 h_v &= K_v \frac{v^2}{2} = 0,17 \left| \frac{0,4196^2}{2} \right| \\
 &= 0,0149661 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

- d Ekspansi dari pipa ke tangki Mixer I

$$k_{\alpha} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran laminer nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{\alpha} = k_{\alpha} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,4196^2}{2 \times 0,5} \right| = 0,088 \text{ J/Kg}$$

- d Menentukan jumlah *fritinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{\alpha} \\ &= 0,0968 + 81,789 + 0,3301 + 0,015 + 0,088 \\ &= 82,3195 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

- d Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan perencanaan perpipaan adalah

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 8 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama

sehingga didapatkan :

$p_2 - p_1 = 0$ dan $v_2 - v_1 = 0$ dimana untuk aliran laminer nilai $\alpha = 0,5$ berdasarkan persamaan Bernaulli (Geankoplis. 1997) maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (1,0 \times 0) + 9,8067 \times (8 - 0) + 82,3195 &= W_s \\ W_s &= -160,7727 \text{ J/Kg} \\ &= -160,7727 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

- d Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{160,7727}{9,8067} = 16,3943 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 199 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

- d Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 ^(Vibrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 4,4694 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 38\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{160,7727}{38\%} = 423,0860 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} = 0,0075 \text{ Kg/s}$$

$$= 423,0860 \text{ J/Kg} \times 0,0075 \text{ Kg/s}$$

$$= 3,1893867 \text{ J/s}$$

$$= 3,1893867 \text{ Watt}$$

$$= 0,0043 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ HP}$$

Spesifikasi Centrifugal Pump

Fungsi : Mengalirkan H₃PO₄ dari storage H₃PO₄ menuju mixer I

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 0,38

Daya pompa : 0,5 HP

Diameter dalam pipa : 0,0092 m

Diameter luar pipa : 0,0137 m

Kapasitas pompa : 4,4694 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : AC5 Horizontal Centrifugal pump

Maximum Flow : 95 gpm

HP Required : 0,5 HP

Inlet Connection Type : FNPT

Inlet : 1,50 in

Outlet Connection Type : FNPT

Outlet : 1,25 in
Voltage : 460
Phase : 3
Speed : 3450 rpm
Material : Stainless steel
Max. SG : 1.20
Viscosity : 3.20 cp 40.00 ssu
Mechanical Seal Type: : Single stage



6. *Belt Conveyor* (J - 115)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Mengangkut biji nyamplung dari <i>storage</i> penyimpanan ke <i>filter press</i>
Tipe	:	<i>ThroughedBelt on 20° Idles</i>
Rate Feed	:	115.337,2953 Kg/hari
	=	115,3372953 ton/hari
Densitas	:	944,0 Kg/m ³ = 58,9319 lbm/ft ³
Suhu operasi	:	27 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Jumlah <i>storage</i>	:	1 buah

B. Rencana Desain *Belt Conveyor*

Dengan memperhitungkan bahan yang diangkut maka dapat dirancang *Belt Conveyor* sebagai berikut :

Faktor keamanan =	20%	(Vilbrant.1959)
Kapasitas Pemilihan	=	120% x 115,3373 ton/hari
	=	138,4048 ton/hari
	=	5,7669 ton/jam

Dimensi *Belt conveyor* berdasarkan tabel 21-7 (Perry. 1997), maka dipilih *Belt Conveyor* untuk kapasitas 32 ton/jam adalah sebagai berikut :

- Kapasitas	:	32 ton/jam
- Panjang <i>Belt</i>	:	15,2 m
- Kecepatan <i>Belt</i>	:	61 m/menit
- Daya motor	:	1,2 hp
- Lebar	:	35 cm = 0,35 m
- <i>Belt plies</i>	:	3-5
- Luas Area	:	0,11 ft ²
- Suhu Operasi	:	27 °C
- Tekanan	:	1 atm



| |

C. Menentukan Daya Motor

$$\text{Kecepatan baru} = \frac{\text{Kapasitas Belt conveyor}}{\text{Kapasitas Belt conveyor teori}} \times \text{Kecepatan putar}$$

$$= \frac{5,7669}{32} \times 61 \text{ m/menit}$$

$$= 10,99309 \text{ m/menit}$$

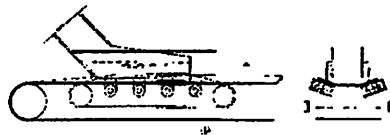
$$\text{Daya Total} = \frac{\text{Kecepatan putar yang dipakai}}{\text{Kecepatan putar teoristis}} \times \text{Daya teoritis}$$

$$= \frac{10,993086}{61} \text{ m/menit} \times 1,2 \text{ hp}$$

$$= 0,2163 \text{ hp}$$

Asumsi : Effisiensi motor = 80%

$$\text{Daya Motor} = \frac{\text{Daya Total}}{\text{Effisiensi motor}}$$



$$8 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}$$

Gambar belt conveyor tipe 20° idles

(Perry's 7 th, 1997)

Spesifikasi Belt Conveyor

Fungsi : Mengangkut biji jarak pagar dari *storage* penyimpanan ke *filter press*

Tipe : *Throughed Belt on 20° Idles*

Kapasitas : 32 ton/jam

Panjang Belt : 15,2 m

Kecepatan Belt : 10,99309 m/menit

Daya Motor : 0,5 hp

Lebar : 0,35 m

Luas Area : 0,11 ft²

7. Storage Biji Nyamplung (F-116)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menyimpan Biji jarak pagar sebagai bahan baku selama 7 hari

Tipe : Gudang

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Waktu tinggal : 7 hari

Feed jarak masuk : 115.337,2953 Kg/jam

Densitas : 0,9440 Kg/L = 944 Kg/m³
= 58,9319 lbm/ft³

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Bahan (V_B)

$$\begin{aligned} \text{Rate volume} &= \text{Rate bahan Biji} : \text{Densitas Biji} \\ &= 115337,295 \text{ Kg/jam} : 944 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 122,1793 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Volume biji Jarak pagar selama 7 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 122,1793 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 20526,12883 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Gudang (V_G)

Biji jarak pagar pada gudang mengisi 90% dari kapasitas total gudang sehingga volume ruang kosong pada gudang sebesar 10%.

$$\begin{aligned} V_G &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\ V_G &= 10\% \cdot V_{\text{ruang kosong}} + 20526,1288 \text{ m}^3 \\ 90\% V_T &= 20526,12883 \text{ m}^3 \\ V_T &= 22806,8098 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

D. Rencana Desain Gudang

Asumsi : Perbandingan (panjang : lebar : tinggi) adalah

$$3 : 1,5 : 1$$

Gambar gudang penyimpanan Biji Jarak Pagar

maka :

Volume gudang = Panjang x lebar x Tinggi

$$22806,8098 \text{ m}^3 = 3,0 \text{ p} \times 1,5 \text{ p} \times 1 \text{ p}$$

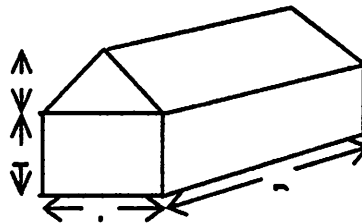
$$22806,8098 \text{ m}^3 = 4,5 \text{ p}^3$$

$$5068,1800 = \text{p}^3$$

$$\text{p} = 17,17713 \text{ m} \approx 18 \text{ m}$$

$$\text{l} = 8,588566 \text{ m} \approx 9 \text{ m}$$

$$\text{t} = 5,725711 \text{ m} \approx 6 \text{ m}$$



Keterangan :

P = panjang

L = lebar

T = tinggi

t = tinggi atap

Spesifikasi Gudang Biji Jarak

Tipe : Gudang

Fungsi : Menyimpan biji jarak jarak pagar

Volume (V_G) : 22806,8098 m^3

Ukuran : Panjang : 18 m

Lebar : 9 m

Tinggi : 6 m

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Jumlah gudang : 1 buah

8. Screw Press (H - 117)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengambil kandungan minyak mentah dari dalam biji jnyamplung.

Tipe : *Twin Screw Extruder*

Bahan : *Carbon Stell*

Rate Feed : 115.452,6326 Kg/jam

Densitas : 0,9440 Kg/L = 944 Kg/ m^3

= 58,9319 lbm/ft³
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan : 1 atm
 Jumlah : 1 buah

B. Rencana Desain *Screw press*

Dari Perry 7th hal 18-30 dan 18-126 didapatkan dimensi, adalah

- Kecepatan putar = 500 r/menit
- Kapasitas maksimum = 180,000 kg/jam
- waktu tinggal = 2 menit
- Ukuran penghancur = 15-300 mm
- Daya motor = 750 hp

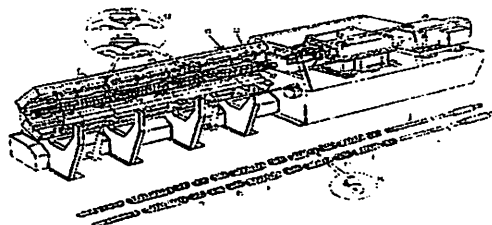


FIG. 18-30. Schematic diagram of a screw press. (Perry, 7th ed., 1997)

(Perry's 7th, 1997)

Spesifikasi *Screw presses*

Fungsi : Mengambil kandungan minyak mentah dari dalam biji jarak pagar.

Tipe : *Twin Screw Extruder*

Kecepatan putar : 500 r/menit
 Kapasitas maksimum : 180,000 kg/jam
 waktu tinggal : 2 menit
 Ukuran penghancur : 15-300 mm
 Daya Pengerak : 50 hp

9. Reaktor Esterifikasi I (R - 120) Oleh aryo Bhaskoro (06.14.011)

10. Heat Exchanger (E - 121)

Fungsi : Memanaskan larutan metanol dan asam sulfat sebelum masuk ke reaktor esterifikasi I.

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Rate massa : 31.657,9049 Kg

Direncanakan :

- Bahan masuk pada annulus dengan suhu = 27 °C
- Bahan keluar dari annulus dengan suhu = 60 °C
- Steam masuk dan keluar dari pipa dengan suhu = 150 °C
- Faktor kekotoran (R_d) minimal = 0,001 BTU/jam ft² °F

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 31.657,9049 Kg/jam
= 69.792,5594 Lbm/jam
- Rate pemanas = 48.450,4547 Kg/jam
= 106.813,1718 Lbm/jam

Panas yang dibawa oleh steam :

$$Q = 56.467,4271 \text{ Kcal / jam}$$

$$= 224.077,0915 \text{ BTU / jam}$$

$$\Delta T_1 = 150 - 27 = 123 \text{ °C}$$

$$\Delta T_2 = 150 - 60 = 90 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

$$= \frac{123 - 90}{\ln(123 / 90)}$$

$$= 105,6424 \text{ °C} = 222,156254 \text{ °F}$$

$$R = \frac{150 - 150}{60 - 27} = 0$$

$$S = \frac{60 - 27}{150 - 27} = 0,2683$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan Ft =

1

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 105,6424 \\ &= 105,6424 \text{ } ^\circ\text{C} = 222,1563 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$\begin{aligned}- t_c &= 0,5 \times (27 + 60) = 44 \text{ } ^\circ\text{C} \\ - T_c &= 0,5 \times (150 + 150) = 150 \text{ } ^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart ^(Kern tabel 6.2 hal 110) yaitu : 6 x 10 "

IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Bagian Annulus (Metanol)		Bagian Pipe (Steam)	
$A_{an} = 78,80 \text{ in}^2 = 0,5472 \text{ ft}^2$		$A_p = 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$	
$d_e = 10,7334 \text{ in} = 0,8945 \text{ ft}$		$a'' = 1,7340 \text{ ft}^2/\text{ft}$	
$d_e' = 0,34 \text{ in} = 0,0279 \text{ ft}$		$d_i = 6,065 \text{ in} = 0,51 \text{ ft}$	
		$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,14 \text{ ft}$	

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (Metanol)		Bagian Pipe (Steam)	
1. Menghitung N_{Re}		1'. Menghitung N_{Re}	
$G_{an} = \frac{M}{A_{an}}$		1. $G_p = \frac{M}{A_p}$	
$= \frac{69.792,5594}{0,5472}$		$= 106.813,1718$	
$= 127.539,7024$		$= 532.217,8805$	
$\mu = 0,0005 \text{ Kg/m.s}$		$\mu = 0,0004 \text{ Kg/m.s}$	
$= 0,547 \text{ cp}$		$= 0,37099 \text{ cp}$	
$N_{Re} = \frac{d_e \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$		2. $N_{Re} = \frac{d_i \times G_p}{\mu \times 2,42}$	
$= \frac{0,8945 \times 127.539,7024}{0,547 \times 2,42}$		$= \frac{0,51 \times 532.218}{0,37099 \times 2,42}$	
$= 504.695,5870$		$= 146.222,1902$	
2. Mencari faktor panas			

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

3. Mencari harga koefisien film

$$JH = 1,5 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,6095 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$$

$$= 5,3321 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,124 \text{ (Kern, hal 800)}$$

$$h_o = JH \frac{k}{de} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 6,8724$$

3. Mencari harga koefisien film

$$H_{io} = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.500 \times 6,8724}{1.500 + 6,8724}$$

$$= 6,8410 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan panas pipa terpakai (U_D)

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

$$0,001 = \frac{6,8410 - U_D}{6,8410 \times U_D}$$

$$0,0068 U_D = 6,8410 - U_D$$

$$U_D = 6,7945$$

Mencari Panjang Ekonomis

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{224.077,0915}{6,7945 \times 222,1563}$$

$$= 148,4495 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft² maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{148,4495}{1,7340}$$

$$= 85,6110 \text{ ft}$$

Mencari harga L ekonomis :

l (ft)	n	L _{baru}	A _{baru}	U _{Dbaru}	R _{dbaru}	Overdesain
12	3,56713 = 4	96	166,46	6,0592	0,0189	17,8601
15	2,8537 = 3	90	156,06	6,4632	0,0085	7,5453
20	2,14028 = 3	120	208,08	4,8474	0,0601	59,1193

Keterangan :

$$n = \frac{L}{2.1} ; L_{\text{baru}} = n \cdot 2.1 ; A_{\text{baru}} = n \cdot L_{\text{baru}}$$

$$UD_{\text{baru}} = \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T_{\text{LMTD}}} ; RD_{\text{baru}} = \frac{U_c - U_{D \text{ baru}}}{U_c \times U_{D \text{ baru}}}$$

$$\text{Over design} = \frac{RD_{\text{baru}} - RD_{\text{ketetapan}}}{RD_{\text{ketetapan}}} \times 100\%$$

Diambil Over design terkecil yaitu 7,5453 % yaitu dengan panjang pipa 15 ft dan hairpin sebanyak 3 buah

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
Mencari ΔP karena panjang pipa	Mencari ΔP pipa
$N_{Re} = 504.695,5870$	$N_{Re} = 146.222,1902$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,26}{N_{re}^{0,42}}$
$= 0,0046$	$= 0,0053$
$\rho = 0,7867 \text{ Kg/L}$	$\rho = 0,9181 \text{ Kg/L}$
$= 786,7000 \text{ Kg/m}^3$	$= 918,0790 \text{ Kg/m}^3$
$= 49,1120 \text{ Lbm/ft}^3$	$= 57,3137 \text{ Lbm/ft}^3$
$\Delta P_1 = \frac{4f G_{an}^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 de'} \times \frac{\rho}{144}$	$\Delta P_P = \frac{4f G_p^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 de'} \times \frac{\rho}{144}$
$= 0,0270$	$= 0,0258 < 2$
Mencari ΔP karena panjang pipa	(Memadai)
$v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$	
$= \frac{127.539,7024}{3600 \times 49,1120}$	
$= 0,7214 \text{ ft/detik}$	

$\Delta P_n = n \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0024$ $\Delta P_{an} = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 0,0270 + 0,0024$ $= 0,0293 < 10$ <p style="text-align: center;">(Memadai)</p>
--

Spesifikasi alat :

Nama alat : Heater II

Fungsi : Memanaskan larutan metanol dan asam sulfat sebelum masuk ke reaktor esterifikasi I.

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 6x 60 " IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 31.657,9049 Kg/jam

Rate Steam : 48.450,4547 Kg/jam

Jumlah hair pin : 3 buah

Diameter luar pipa : 1,66 in = 0,0422 m

Diameter dalam pipa : 6,065 in = 0,1541 m

Panjang : 15 ft = 4,5721 m

Jumlah : 1 buah

11. Mixer II (M - 122)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi : Mencampurkan asam sulfat dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316**Allowable stress (f)* : 18750Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without*

backing up Strip

Faktor korosi (C)	:	1/16 in = 0,0625 in	
Faktor pengelasan (E)	:	0,85	
L/D	:	1,5	(Ulrich, 1984)
Waktu tinggal	:	1 jam	
Kompisisi masuk	:	31657,9049 Kg/jam = 69794,098 lbm/jam	
Suhu operasi	:	27 °C	
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia	
Jumlah storage	:	1 buah	

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

4 Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Data densitas dan viskositas diperoleh dari Perry's 8th. 2008 dan Geankoplis.1997

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	m (Kg/m.s)
Metanol	30.653,1930	0,9683	0,7867	5,47E-04
H ₂ SO ₄	681,1821	0,0215	1,8290	1,90E-02
Air	323,5299	0,0102	0,9965	8,55E-04
Total	31.657,9049	1,0000	0,8113	0,0009

$$\text{Densitas campuran} = 811,3 \text{ Kg/m}^3 = 50,6460 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 6,36\text{E-}04 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan Rate Volumetric pada Mixer II

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate Feed masuk}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{69.794,0980 \text{ lbm/jam}}{50,6460 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1.378,0784 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

4 Menentukan Volume Larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam Mixer I per} & \quad 60 \text{ menit waktu operasi} \\ &= 1.378,0784 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam} \\ &= 1.378,0784 \text{ ft}^3 = 10.309,4043 \text{ galon} \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total
 silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% V_T + 1.378,0784 \text{ ft}^3$$

$$80\% V_T = 1378,0784 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 1722,5980 \text{ ft}^3 = 48,7788 \text{ m}^3$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$V_{\text{dished}} = \frac{\pi}{3} H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$V_{\text{conical}} = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$\alpha = 120 \text{ derajat} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \text{ (Brownell and Young, 1959)}$$

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

adalah $L_s/D_T = 1,5$ (Ulrich. 1984)

$$1722,5980 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,5D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|$$

dimana α dari *conical dished* = 120

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$1722,5980 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 + 0,08 D_T^3$$

$$1722,5980 \text{ ft}^3 = 1,3377 D_T^3$$

$$D_T^3 = 1287,6979 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 10,8794 \text{ ft}$$

$$= 3,3161 \text{ m} = 130,5527 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_l)

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder
 maka :

$$Vol_{\text{Liquid}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$V_L = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_s$$

$$1378,0784 \text{ ft}^3 = \left[\begin{array}{l} 24 \tan 1/2 \alpha \\ 0,25 \times 3,14 \times 10,8794^2 \times L_{ls} \\ 0,0755 \times 10,8794 \end{array} \right]^3 +$$

$$L_{ls} = 13,7850 \text{ ft}$$

$$= 4,2017 \text{ m} = 165,4216 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquidanya itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{50,6460 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 13,7850 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 4,8483 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$= 4,8483 + 14,696 - 14,696$$

$$= 4,8483 \text{ psig}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

- Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*
- Allowable stress (f) : 18750 lb/in²
- Faktor pengelasan (E) : 0,85
- Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in
- Standarisasi t_s : t_s < 5/8 in (Hesse.1984)

$$t_s = \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{4,8483 \times 130,5527}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 4,8483)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0824 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \quad (3/16) = 0,0048 \text{ m}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

($t_{s_{rancangan}} < t_{s_{standart}}$)

G. Menentukan Standarisasi Do

$$D_o = D_T + (2 \times t_s) \\ = 130,5527 + 0,3750 = 130,9277 \text{ in} = 3,3256 \text{ m}$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 132 \text{ in} = 3,3528 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 8 \text{ in}$$

$$r = 130 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_T = D_o - (2 \times t_s) \\ = 132 - 0,3750 \\ = 131,6250 \text{ in} = 10,9688 \text{ ft} = 3,3433 \text{ m}$$

Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\ = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha}$$

$$1722,5980 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$1722,5980 \text{ ft}^3 = 94,4461 L_s + 111,7776 + 99,6820$$

$$L_s = 16,0000 \text{ ft} = 4,8769 \text{ m}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{16,0000 \text{ ft}}{10,9688 \text{ ft}} = 1,4587 \quad \text{P (Memenuhi)}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

h_a : Tinggi tutup atas *standart dished* (ft)

h_b : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)

L_s : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$h_a = 0,169 \times D_T \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,169 \times 10,9688 \text{ ft} \\
 &= 1,8537 \text{ ft} = 0,5650 \text{ m} = 22,2446 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 hb &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 10,9688 \text{ ft}}{1,7321} \\
 &= 3,1663 \text{ ft} = 0,9651 \text{ m} = 37,9962 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= ha + hb + Ls \\
 &= 1,8537 + 3,1663 + 16,0000 = 21,0200 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,855 \times \text{Pi} \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \text{Pi})} + C \\
 &= \frac{0,855 \times 4,8483 \times 131,6250}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 4,8483} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0979 \text{ in} \\
 &= 0,0025 \text{ m}
 \end{aligned}$$

J. Menentukan tebal tutup bawah

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{\text{Pi} \times de}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2 \alpha} + C \\
 \text{dimana } de = D_T &= 131,6250 \text{ in} \\
 \cos 1/2 \alpha &= 0,5 \\
 &= \frac{4,8483 \times 131,6250}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,6 \times 4,8483 \times 0,5} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1025 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in } (3/16) \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

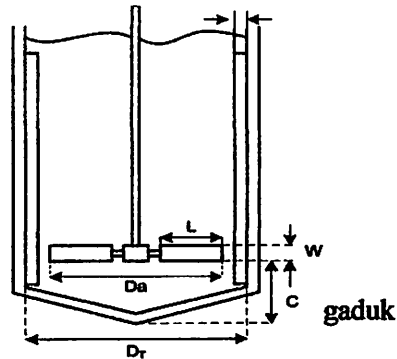
K. Perancangan Pengaduk

Data-data untuk perbandingan deometris standart sistem pengadukan diambil dari tabel 3,4-1 hal 144, Geankoplis :

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 0,3 - 0,5 \\
 W/Da &= 0,2 \\
 L/Da &= 0,25
 \end{aligned}$$

$$C/Dt = 0,3333$$

$$J/Dt = 0,0833$$



Dimana :

Dt = Diameter dalam tangki

Da = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

P Menentukan Diameter Pengaduk

$$Da/Dt = 0,4$$

$$Da = 0,4 Dt$$

$$= 0,4 \times 10,9688 \text{ ft}$$

$$= 4,3875 \text{ ft} = 1,3373 \text{ m}$$

P Menentukan Lebar Pengaduk

$$W/Da = 0,2$$

$$W = 0,2 Da$$

$$= 0,2 \times 4,3875 \text{ ft}$$

$$= 0,8775 \text{ ft} = 0,2675 \text{ m}$$

P Menentukan Panjang Pengaduk

$$L/Da = 0,25$$

$$L = 0,25 Da$$

$$= 0,25 \times 4,3875 \text{ ft}$$

$$= 1,0969 \text{ ft} = 0,3343 \text{ m}$$

P Menentukan tinggi pengaduk diatas tangki

$$\begin{aligned}
 C/Dt &= 0,3333 \\
 C &= 0,3333 \text{ Dt} \\
 &= 0,3333 \times 10,9688 \text{ ft} \\
 &= 3,6559 \text{ ft} = 1,1143 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Lebar Baffle

$$\begin{aligned}
 J/Dt &= 0,0833 \\
 J &= 0,0833 \text{ Dt} \\
 &= 0,0833 \times 10,9688 \text{ ft} \\
 &= 0,9141 \text{ ft} = 0,2786 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahwa

$Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

P Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned}
 np &= \frac{\text{tinggi liquid dalam silinder}}{2 Da^2} = \frac{4,2017}{38,5003} \\
 &= 0,1091 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Daya Pengaduk

Untuk kecepatan putaran (N) diambil 60 rpm = 1 rps

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{4,3875 \text{ ft} \times 1,0000 \text{ rps} \times 50,6460 \text{ lbm/ft}^3}{6,365E-04 \text{ lbm/ft.s}} \\
 &= 349116,9615
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Dari halaman 507 G. G Brown untuk Number Power (Np) diambil

$$Np = 4,0$$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5}{gc} \\
 &= \frac{4,0 \times 50,6460 \times 1,0000^3 \times 4,3875^5}{32,1740} \\
 &= 10237,2984 \text{ lbf.ft/s} \\
 &= 18,6133 \text{ hp} \approx 19 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Dimensi Pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity} &= 2,9915 \text{ m/s} && (\text{Coulson \& Richardson. 1997}) \\
 \text{Flow Rate volume} &= \text{Berat masuk Mixer I : densitas campuran} \\
 &= 31657,9049 \text{ Kg/jam} : 811,3 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 39,0225 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\text{Flow Rate volume}}{\text{Velocity}} = \frac{1,08\text{E-}02 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9915 \text{ m/s}} \\
 &= 3,62\text{E-}03 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\pi}{4} \times d_1^2 \\
 d_1^2 &= \frac{3,62\text{E-}03}{0,7850} \text{ m}^2 \\
 d_1 &= 0,0679 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Mixer II

Fungsi	: Mencampurkan asam sulfat dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical dished</i> dengan sudut puncak 120°
Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: <i>Single Welding Butt Joint without backing up Strip</i>
Volume tangki (V_T)	: 1722,5980 ft ³
Diameter tangki (D_T)	: 131,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 132,0000 in
Tebal Silinder (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 16,0000 ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,0979 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 1,8537 ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	: 0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	: 3,1663 ft
Tinggi tangki (H)	: 21,0200 ft
Diameter pipa (d₁)	: 2,6748 in

Jumlah	:	1 buah
Dimensi Pengaduk :		
Diameter (Da)	:	4,3875 ft
Lebar (W)	:	0,8775 ft
Panjang (L)	:	1,0969 ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	:	3,6559 ft
Lebar Baffle (J)	:	0,9141 ft
Jenis Pengaduk	:	<i>Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle</i>
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk	:	19,0 hp

12. Storage Asam Sulfat (F - 123)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menyimpan asam sulfat sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses Esterifikasi.

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Allowable stress (f) : 18750

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Faktor pengelasan (E) : 0,8

Waktu tinggal : 7 hari

Rate feed masuk : 834,1005 Kg/jam = 1838,8579 lbm/jam

Densitas larutan H₂SO₄ : 1,8290 Kg/L = 1829,0 Kg/m³
114,1805 lbm/ft³ (Perry 8th. 2008)

L/D : 1,5 (Ulrich,1984)

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah storage : 1 buah

(Brownell and Young, 1959)

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

a. Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)
H ₂ SO ₄	681,1821	0,9800	1,8290
H ₂ O	13,9017	0,0200	0,9965
Total	695,0837	1,0000	1,8124

$$\text{Densitas campuran} = 1812,4 \text{ Kg/m}^3 = 113,1411 \text{ lbm/ft}^3$$

b. Menentukan *Rate Volumetric* pada Mixer I

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate Asam Sulfat}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{1.838,8579 \text{ lbm/jam}}{114,1805 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 16,1048 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

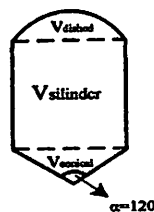
c. Menentukan Volume Larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam Mixer I per} & \quad 24 \text{ jam waktu operasi} \\ &= 16,1048 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 2.705,6125 \text{ ft}^3 = 20.240,6873 \text{ galon} \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\ V_T &= 20\% V_T + 2.705,6125 \text{ ft}^3 \\ 80\% V_T &= 2.705,6125 \text{ ft}^3 \\ V_T &= 3.382,0157 \text{ ft}^3 = 95,7685 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)

$$\begin{aligned} V_{\text{dished}} &= \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3) \\ V_{\text{silinder}} &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\ V_{\text{conical}} &= \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| \end{aligned}$$

$$V_{\text{Total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

$$\text{adalah } L_s/D_T = 1,5 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$3382,0157 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,5D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3) \\ + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|$$

$$\text{dimana } \alpha \text{ dari } \textit{conical dished} = 120$$

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$3382,0157 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 + 0,0755 D_T^3$$

$$3382,0157 \text{ ft}^3 = 1,3377 D_T^3$$

$$D_T^3 = 2528,1666 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 13,6229 \text{ ft}$$

$$= 4,1523 \text{ m} = 163,4744 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder

maka :

$$\text{Vol}_{\text{Liquid}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$V_L = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls} \\ 2705,6125 \text{ ft}^3 = 0,25 \times 3,14 \times \left| \frac{13,6229^2 \times L_{ls}}{3} \right| + \\ L_{ls} = 17,2612 \text{ ft} \\ = 5,2613 \text{ m} = 207,1363 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{113,1411 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 17,2612 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 13,5621 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 13,5621 + 14,696 - 14,696$$

$$= 13,5621 \text{ psig}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
Allowable stress (<i>f</i>)	:	18750 lb/in ²
Faktor pengelasan (<i>E</i>)	:	0,8
Faktor korosi (<i>C</i>)	:	1/16 in = 0,0625 in
Standarisasi <i>ts</i>	:	<i>ts</i> < 5/8 in

$$ts = \frac{\pi \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times \pi))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{13,5621 \times 163,4744}{2 \times (18750 \times 0,80) - (0,6 \times 13,5621)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1364 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \quad (3/16)$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

$$(ts_{\text{rancangan}} < ts_{\text{standart}})$$

G. Menentukan Standarisasi Do

$$D_o = D_T + (2 \times ts) = 163,4744 + 0,3750$$

$$= 163,8494 \text{ in} = 4,1618$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 156 \text{ in} = 3,9624 \text{ m}$$

$$icr = 9 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$r = 144 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_T = D_o - (2 \times ts)$$

$$= 156 - 0,3750$$

$$= 155,6250 \text{ in} = 12,9688 \text{ ft} = 3,9529 \text{ m}$$

Pengecekan terhadap Ls/Di

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot Ls) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha}$$

$$3382,0157 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot Ls) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$\begin{aligned}
 3382,0157 \text{ ft}^3 &= 132,0280 \text{ Ls} + 184,7472 + 164,7555 \\
 &+ 0,0755 D_T^3 \\
 \text{Ls} &= 22,9687 \text{ ft} = 7,0010 \text{ m} \\
 \frac{\text{Ls}}{\text{Di}} &= \frac{22,9687 \text{ ft}}{12,9688 \text{ ft}} = 1,7711 \text{ b(Memenuhi)}
 \end{aligned}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

h_a : Tinggi tutup atas *standart dished* (ft)

h_b : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)

L_s : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 h_a &= 0,169 \times D_T \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= 0,169 \times 12,9688 \text{ ft} \\
 &= 2,1917 \text{ ft} = 0,6680 \text{ m} = 26,3006 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 h_b &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 12,9688 \text{ ft}}{1,7321} \\
 &= 3,7436 \text{ ft} = 1,1411 \text{ m} = 44,9242 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= h_a + h_b + L_s \\
 &= 2,1917 + 3,7436 + 22,9687 = 28,9041 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,855 \times \text{Pi} \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \text{Pi})} + C \\
 &= \frac{0,855 \times 13,5621 \times 155,6250}{18750 \times 0,80 - 0,1 \times 13,5621} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1870 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

J. Menentukan tebal tutup bawah

$$t_{hb} = \frac{\text{Pi} \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2 \alpha} + C$$

dimana $d_e = D_T = 155,6250$ in

$$\cos 1/2 \alpha = 0,5$$

$$= \frac{13,5621 \times 155,6250}{2 \times 18750 \times 0,80 - 0,6 \times 13,562 \times 0,5} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,2033 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

K. Dimensi Pipa

Velocity Asam Sulfat = 2,4000 m/s (Coulson & Richardson. 1997)

Flow Rate volume = beras As. Sulfat : densitas As. Sulfat

$$= 834,1005 \text{ Kg/jam} : 1812,4 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 0,4602 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Luas Pipa (A) = $\frac{\text{Flow Rate volume}}{\text{Velocity Asam Sulfat}}$

$$= \frac{0,0001278 \text{ m}^3/\text{s}}{2,4000 \text{ m/s}} = 5,33\text{E-}05 \text{ m}^2$$

Luas Pipa (A) = $\frac{\pi}{4} \times d_1^2$

$$d_1^2 = \frac{5,33\text{E-}05}{0,7850} \text{ m}^2$$

$$d_1 = 0,0082 \text{ m}$$

Spesifikasi Storage Asam Sulfat

Fungsi : Menyimpan sementara asam sulfat (H_2SO_4) sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Volume tangki (V_T) : 3382,0157 ft^3

Diameter tangki (D_T) : 155,6250 in

Tinggi Tangki (H) : 28,9041 ft

Diameter Luar (D_o)	:	156,0000	in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	22,9687	ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,1870	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	2,1917	ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	3,7436	ft
Diameter pipa (d_1)	:	0,3080	in
Jumlah	:	1	buah

13. *Centrifugal Pump* (L - 124)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak dari *Centrifuge I* ke reaktor Esterifikasi I.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate : 45424,440 Kg/jam = 100142,7213 lbm/jam

Suhu operasi : 58,32 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan *Rate Volumetric*

α Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	31.800,7991	0,7001	0,9400	0,0567
FFA	13.623,6413	0,2999	0,9200	0,0567
Jumlah	45.424,4404	1,0000	0,9340	0,0567

$$\text{Densitas} = 934,0016 \text{ Kg/m}^3 = 58,3077 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0567 \text{ Kg/m.s} = 0,0381 \text{ lbm/ft.s}$$

α Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Feed minyak}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{100.142,7213 \text{ lbm/jam}}{58,3077 \text{ lbm/ft}^3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1717,4876 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0135 \text{ m}^3/\text{s} = 214,1421 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan Fluida (Minyak Mentah)

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 218, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{fluida}} &= \rho_{\text{minyak mentah}} = 934,00163 \text{ Kg/m}^3 \text{ sehingga didapatkan} \\
 \text{kecepatan minyak mentah sebesar (v)} &= 2,8995 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Dimensi Pipa Keluar dan Masuk Pompa

$$\begin{aligned}
 \Delta \text{ Luas aliran pipa} &= \text{rate volumetric} : \text{kecepatan liquida} \\
 &= 0,0135 \text{ m}^3/\text{s} : 2,8995 \text{ m/s} \\
 &= 0,0047 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\
 &= \frac{0,0047}{0,25 \cdot 3,14} = 0,0770 \text{ m}
 \end{aligned}$$

\Delta Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{0,0770 \text{ m} \times 2,8995 \text{ m/s} \times 934,002 \text{ Kg/m}^3}{0,0567 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 3679,6836
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminer* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*

\Delta Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14

^(Coulson & Richardson's, 1997)

, dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times (12,6179)^{0,53} \times (934,0)^{-0,37} \\
 &= 89,4051 \text{ mm} = 3,5199 \text{ in}
 \end{aligned}$$

\Delta Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5

(Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 3,548 in schedule number 40

$$D_i = 3,548 \text{ in} = 0,0901 \text{ m}$$

$$D_o = 4,000 \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$$

$$A = 0,0064 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0135 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0064 \text{ m}^2} = 2,1178 \text{ m/s}$$

4 Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0901 \text{ m} \times 2,1178 \text{ m/s} \times 934,0 \text{ Kg/m}^3}{0,0567 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 3143,8985$$

Jenis Aliran : Laminer

$$4 \text{ Fanning friction factor (f)} = 16 : N_{Re} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= 16 : 3143,8985$$

$$= 0,0051$$

F. Menentukan Friction Loss

4 Kontraksi dari Centrifuge I ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran laminer nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{2,1178^2}{2 \times 0,5} \right| = 2,4668 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 10 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0051 \times 10 \times 2,1178^2}{0,0901 \times 2}$$

$$= 5,0656 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi untuk 5 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93

(Geankoplis. 1997)

didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 0,75 \left| \frac{2,1178^2}{2} \right| = 8,4095 \quad \text{J/Kg}$$

4 Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 0,17 \left| \frac{2,1178^2}{2} \right| = 0,3812 \quad \text{J/Kg}$$

4 Ekspansi dari pipa ke tangki Reaktor esterifikasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran laminar nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,1178^2}{2 \times 0,5} \right| = 2,2425 \quad \text{J/Kg}$$

4 Menentukan jumlah *friktional loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 2,4668 + 5,066 + 8,410 + 0,3812 + 2,2425 \\ &= 18,5658 \quad \text{J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

4 Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Direncanakan perencanaan perpipaan adalah

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 7 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0 \quad \text{dan} \quad v_2 - v_1 = 0 \quad \text{dimana untuk aliran laminar}$$

nilai $\alpha = 0,5$ berdasarkan persamaan Bernaulli (Geankoplis. 1997)

maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (1,0 \times 0) + 9,8067 \times (7 - 0) + 18,5658 &= W_s \\ W_s &= -87,2123 \quad \text{J/Kg} \end{aligned}$$

$$= -87,2123 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

4 Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{87,2123}{9,8067} = 8,8932 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 199 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

4 Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 214,1421 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 56\%$$

Shaft work (Wp) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{87,2123}{56\%} = 155,7363 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} = 12,6179 \text{ Kg/s}$$

$$= 155,7363 \text{ J/Kg} \times 12,6179 \text{ Kg/s}$$

$$= 1965,065027 \text{ J/s}$$

$$= 1965,065027 \text{ Watt}$$

$$= 2,6352 \text{ hp} \approx 4$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan minyak dari Centrifuge I ke reaktor Esterifikasi I.

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 0,56

Daya pompa : 4

Diameter dalam pipa : 0,0901 m

Diameter luar pipa : 0,1016 m
 Kapasitas pompa : 214,1421 gpm
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
 Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

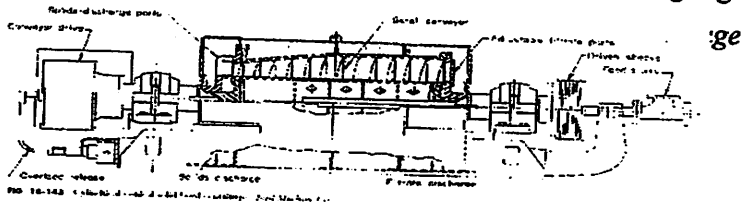
Tipe : SSPC Centrifugal pump C25032B3
 Maximum Flow : 2 - 170 gpm
 HP Standard : 4 HP
 Inlet Connection Type : FNTP
 Inlet : 2.00 in
 Outlet Connection Type : FNTP
 Outlet : 1,50 in
 Voltage : 230/460
 Phase : 3
 Motor : ODP
 Speed : 3450 RPM
 Viscosity : 3.20 cp 40.00 ssu
 Material : Stainless Steel
 Mechanical seal type : Single Stage



14. Centrifuge I (H - 125)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Memisahkan campuran minyak dan gum dari Mixer I dimana larutan minyak mengandung trigliserida, FFA,



B. Dasar Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Feed masuk} &= 46277,4615 \text{ Kg/jam} \\ &= 28,3398 \text{ lbm/s} \end{aligned}$$

Dari GG Brow hsl 259 diperoleh data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Diameter gasket} &= 30 \text{ in} \\ \text{Kecepatan putar} &= 1200 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Menentukan power yang dibutuhkan

Power yang dibutuhkan ;

$$Hp = 5,167 \times 1, E-09 \times G \times R^2 \times \text{rpm}^2$$

Dimana :

Hp = power teoritis

G = through put, lb/menit

$$R = \text{jari-jari silinder} = 15 \text{ in} = 1,25 \text{ ft}$$

rpm = kecepatan putar (rpm)

Sehingga

$$\begin{aligned} Hp &= 5,167 \times 1, E-09 \times 28,3398 \times 1,3^2 \times 1200^2 \\ &= 0,3295 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi mekanis = 80%

$$\begin{aligned} \text{Jadi power motor} &= \frac{0,3295}{80\%} \\ &= 0,4118 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifuge I*

Fungsi : Memisahkan campuran minyak dan gum dari Mixer I dimana larutan minyak mengandung trigliserida, FFA,

Tipe : *Cylindrical-conical solid-bowl centrifuge*

Diameter gasket : 30 in

Kecepatan putar : 1200 rpm

Daya motor : 0,5 hp

Jumlah : 1 buah

15. *Centrifugal Pump* (L - 126)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan asam sulfat dari *storage* menuju Mixer II
Mixer III

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate : 834,1005 Kg/jam = 1.838,8579 lbm/j

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan *Rate Volumetric*

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
H ₂ SO ₄	681,1821	0,9800	1,8290	1,90E-02
Air	13,9017	0,0200	0,9965	9,97E-01
Jumlah	695,0837	1,0000	1,8207	3,86E-02

$$\text{Densitas} = 1820,675 \text{ Kg/m}^3 = 113,6608 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0386 \text{ Kg/m.s} = 0,0259 \text{ lbm/ft.s}$$

d Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed minyak} : \text{Densitas} \\
 &= \frac{1838,8579 \text{ lbm/jam}}{113,6608 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 16,1785 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} = 2,0172 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 218, Coulson and Ricardson, 1993), dimana :

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{fluida}} &= \rho_{\text{campuran}} = 1820,6752 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{sehingga kecepatan liquida sebesar} & \quad 3,0332 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned}
 \text{d Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} \\
 &= \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{3,0332 \text{ m/s}} = 0,0000 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{d Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,0009}{0,25 \cdot 3,14}} = 0,0073 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= \frac{0,0073 \text{ m} \times 3,0332 \text{ m/s} \times 1820,675 \text{ Kg/m}^3}{3,855E-02 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 1047,2743
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*

d Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned}
 D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times (0,232)^{0,53} \times (1820,7)^{-0,37} \\
 &= 8,3943 \text{ mm} = 0,3305 \text{ in}
 \end{aligned}$$

4 Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5

(Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 0,364 in *schedule number* 40

$$D_i = 0,364 \text{ in} = 0,0092 \text{ m}$$

$$D_o = 0,540 \text{ in} = 0,0137 \text{ m}$$

$$A = 6,720E-05 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{6,72E-05 \text{ m}^2} = 1,8937 \text{ m/s}$$

4 Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\
 &= \frac{0,0092 \text{ m} \times 1,8937 \text{ m/s} \times 1820,675 \text{ Kg/m}^3}{3,855E-02 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 826,8992
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : laminar

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Fanning friction factor (f)} &= 16 : N_{re} \\
 &= 0,0193
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

4 Kontraksi dari tangki storage metanol ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,8937^2}{2 \times 1} \right| = 0,9862 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi sepanjang pipa

$$\text{Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L)} = 65 \text{ m}$$

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0193 \times 65 \times 1,8937^2}{0,0092 \times 2} = 975,6652 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi untuk 5 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93

(Geankoplis. 1997)

didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 0,75 \left| \frac{1,8937^2}{2} \right| = 6,7240 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi untuk 1 Tee (*Pertigaan*)

Dari tabel 2,10-1 hal 93

(Geankoplis. 1997)

didapatkan harga

$$K_T = 1$$

$$h_f = 1 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 1 \left| \frac{1,8937^2}{2} \right| = 8,9653 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93

(Geankoplis. 1997)

didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,8937^2}{2} \right| = 0,6096421 \text{ J/Kg}$$

4 Ekspansi dari pipa ke tangki Mixer II dan III

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha =$

1 (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,8937^2}{2 \times 1} \right| = 1,7931 \text{ J/Kg}$$

4 Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_t + h_v + h_{ex} \\ &= 0,9862 + 975,6652 + 6,724 + 8,9653 \\ &\quad + 0,6096 + 1,7931 \\ &= 994,7434 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

d Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan perencanaan perpipaan adalah

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 20 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$\rho_2 - \rho_1 = 0$ dan $v_2 - v_1 = 0$ dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli (Geankoplis. 1997)

maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (20 - 0) + 994,7434 = W_s$$

$$W_s = -1190,8764 \text{ J/Kg}$$

$$= -1190,8764 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

d Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{1190,8764}{9,8067} = 121,4356 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 199 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

d Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 2,0172 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 22\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{1190,8764}{22\%} = 5413,0747 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 0,2317 \text{ Kg/s} \\ &= 5413,0747 \text{ J/Kg} \times 0,2317 \text{ Kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1254,180069 \text{ J/s} \\
 &= 1254,180069 \text{ Watt} \\
 &= 1,682 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan asam sulfat dari storagemenuju Mixer II
Mixer III

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 0,22
Daya pompa	: 2 hp
Diameter dalam pipa	: 0,0092 m
Diameter luar pipa	: 0,0137 m
Kapasitas pompa	: 2,0172 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe	: SSPC Centrifugal pump C25032B3
Maximum Flow	: 2 - 170 gpm
HP Standard	: 4 hp
Inlet Connection Type	: FNTP
Inlet	: 2.00 inches
Outlet Connection Type	: FNTP
Outlet	: 1,50 inches
Voltage	: 230/460
	: 3
	: ODP
	: 3450 RPM
	: 3.20 cp 40.00 ssu



..... : Stainless Steel
 Mechanical Seal Type: : Single Stage

16. Reaktor Esterifikasi II (R - 130)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengurangi *Free Fatty Acid* (FFA) dalam minyak membentuk *metil ester* .

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Allowable stress (f) : 18750

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without Backing up Strip*

Faktor korosi (C) : $1/16 \text{ in} = 0,0625 \text{ in}$

Faktor pengelasan (E) : 0,85

L/D : 1,5 (Ulrich, 1984)

Waktu tinggal : 1 jam

Kompisisi masuk : $52.303,8152 \text{ Kg/jam}$
 $= 115310,777 \text{ lbm/jam}$

Suhu operasi : $60 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Tekanan operasi : $1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$

Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

d Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Data densitas dan viskositas diperoleh dari Perry's 7th. 1997,

Rackett Method, Joback Method & Geankoplis, 1997

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/cm.s)
Trigliserida	31.800,7991	0,6080	0,9400	0,0567
FFA	2.724,7283	0,0521	0,9200	0,0567
Metil Ester	11.446,7068	0,2189	0,8700	0,0534
CH ₃ OH	6.130,6386	0,1172	0,7538	0,0004
H ₂ SO ₄	136,2364	0,0026	1,7976	0,0082
Air	64,7060	0,0012	0,9832	0,0005
Total	52.303,8152	1,0000	0,9041	0,0492

$$\text{Densitas campuran} = 904,1 \text{ Kg/m}^3 = 56,4409 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,0330 \text{ lbm/ft.s}$$

d Menentukan *Rate Volumetric* pada Mixer I

$$\text{Rate Volumetric} = \text{Rate Feed masuk} : \text{Densitas}$$

$$= \frac{115.310,7766 \text{ lbm/jam}}{56,4409 \text{ lb/ft}^3} = 2.043,0369 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

d Menentukan Volume Larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan per } 60 \text{ menit waktu operasi} \\ &= 2.043,0369 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam} \\ &= 2.043,0369 \text{ ft}^3 = 15.283,9587 \text{ galon} \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total
silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

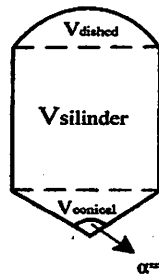
$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% V_T + 2.043,0369 \text{ ft}^3$$

$$80\% V_T = 2.043,0369 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 2.553,7961 \text{ ft}^3 = 72,3158 \text{ m}^3$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$V_{dished} = \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$V_{silinder} = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot Ls)$$

$$V_{conical} = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$V_{Total} = V_{silinder} + V_{dished} + V_{conical} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dengan diameter tangki (D_T)

adalah $Ls/D_T = 1,5$ (Ulrich, 1984)

$$2553,7961 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,5D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|$$

dimana α dari conical dished = 120

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$2553,7961 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 + 0,0755 D_T^3$$

$$2553,7961 \text{ ft}^3 = 1,3377 D_T^3$$

$$D_T^3 = 1909,0455 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 12,4052 \text{ ft}$$

$$= 3,7812 \text{ m} = 148,8630 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder

maka :

$$Vol_{Liquid} = V_{tutup\ bawah} + V_{silinder}$$

$$V_L = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls}$$

$$2043,0369 \text{ ft}^3 = 0,25 \times 3,14 \times \left| \frac{12,4052^3}{24 \tan 1/2 (120)} \right| + 0,25 \times \pi \times 12,4052^2 \times L_{ls}$$

$$L_{ls} = 15,7184 \text{ ft}$$

$$= 4,7910 \text{ m} = 188,6223 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{ts})}{144 \times 32,174} && \text{(Geankoplis, 1997)} \\
 &= \frac{56,4409 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 15,7184 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\
 &= 6,1608 \text{ psia} \\
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 6,1608 + 14,696 - 14,696 \\
 &= 6,1608 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without Backing up Strip*

Allowable stress (f) : 18750 lb/in²

Faktor pengelasan (E) : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Standarisasi t_s : $t_s < 5/8$ in (Hesse. 1984)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= \frac{6,1608 \times 148,8630}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 6,1608)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0913 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \quad (3/16) = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder
($t_{\text{rancangan}} < t_{\text{standart}}$)

G. Menentukan Standarisasi D_o

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_T + (2 \times t_s) \\
 &= 148,8630 + 0,3750 = 149,24 \text{ in} = 3,7907 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 204 \text{ in} = 5,1816 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 12 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in} \quad \text{(Brownell and Young, 1959)}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_T = D_o - (2 \times t_s)$$

$$\begin{aligned}
 &= 204 - 0,3750 \\
 &= 203,6250 \text{ in} = 16,9688 \text{ ft} = 5,1721 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Pengecekan terhadap Ls/Di

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \\
 2553,7961 \text{ ft}^3 &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) \\
 &\quad + 0,0755 D_T^3 \\
 2553,7961 \text{ ft}^3 &= 226,0317 L_s + 413,8405 + 369,0583 \\
 L_s &= 7,8347 \text{ ft} = 2,3881 \text{ m} \\
 \frac{L_s}{D_i} &= \frac{7,8347 \text{ ft}}{16,9688 \text{ ft}} = 0,4617 \text{ p(Memenuhi)}
 \end{aligned}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana :

- H : Tinggi tangki storage (ft)
- h_a : Tinggi tutup atas *standart dished* (ft)
- h_b : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)
- L_s : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 h_a &= 0,169 \times D_T && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= 0,169 \times 16,9688 \text{ ft} \\
 &= 2,8677 \text{ ft} = 0,8741 \text{ m} = 34,4126 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 h_b &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 16,9688 \text{ ft}}{1,7321} \\
 &= 4,8983 \text{ ft} = 1,4930 \text{ m} = 58,7804 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$H = h_a + h_b + L_s$$

$$= 2,8677 + 4,8983 + 7,8347 = 15,6008 \text{ ft}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$t_{ha} = \frac{0,855 \times \pi \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \pi)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{0,855 \times 6,1608 \times 203,6250}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 6,1608} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1322 \text{ in} = 0,0034 \text{ m}$$

J. Menentukan tebal tutup bawah

$$t_{hb} = \frac{\pi \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi) \cos 1/2 \alpha} + C$$

dimana $d_e = D_T = 203,6250 \text{ in}$
 $\cos 1/2 \alpha = 0,5$

$$= \frac{6,1608 \times 203,6250}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,6 \times 6,1608 \times 0,5} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1412 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in } (3/16) = 0,0048 \text{ m}$$

K. Perancangan Pengaduk

Data-data untuk perbandingan deometris standart sistem pengadukan diambil dari tabel 3,4-1 hal 144, Geankoplis :

$$D_a/D_t = 0,3 - 0,5$$

$$W/D_a = 0,2$$

$$L/D_a = 0,25$$

$$C/D_t = 0,3333$$

$$J/D_t = 0,0833$$

Dimana :

D_t = Diameter dalam tangki

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

P Menentukan Diameter Pengaduk

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 0,4 \\
 Da &= 0,4 Dt \\
 &= 0,4 \times 16,9688 \text{ ft} \\
 &= 6,7875 \text{ ft} = 2,0689 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Lebar Pengaduk

$$\begin{aligned}
 W/Da &= 0,2 \\
 W &= 0,2 Da \\
 &= 0,2 \times 6,7875 \text{ ft} \\
 &= 1,3575 \text{ ft} = 0,4138 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Panjang Pengaduk

$$\begin{aligned}
 L/Da &= 0,25 \\
 L &= 0,25 Da \\
 &= 0,25 \times 6,7875 \text{ ft} \\
 &= 1,6969 \text{ ft} = 0,5172 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Tinggi Pengaduk dari dasar tangki

$$\begin{aligned}
 C/Dt &= 0,3333 \\
 C &= 0,3333 Dt \\
 &= 0,3333 \times 16,9688 \text{ ft} \\
 &= 5,6557 \text{ ft} = 1,7239 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Lebar Baffle

$$\begin{aligned}
 J/Dt &= 0,0833 \\
 J &= 0,0833 Dt \\
 &= 0,0833 \times 16,9688 \text{ ft} \\
 &= 1,4141 \text{ ft} = 0,4310 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahawa

$Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

P Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned}
 np &= \frac{\text{tinggi liquid dalam silinder}}{2 Da^2} = \frac{15,7184}{92,1403} \\
 &= 0,1706 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

D Menentukan Daya Pengaduk

Untuk kecepatan putaran (N) diambil 50 rpm = 0,83 rps

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{6,7875 \text{ ft} \times 0,8333 \text{ rps} \times 56,4409 \text{ lbm/ft}^3}{0,0330 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 9660,2790$$

Jenis Aliran : Laminer

Dari halaman 164 Geankoplis untul Number Power (Np) diambil

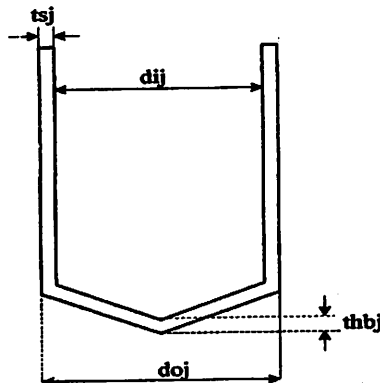
$$N_p = 3,0$$

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5}{g_c}$$

$$= \frac{3,0 \times 56,4409 \times 0,8333^3 \times 6,7875^5}{32,1740}$$

$$= 43874,8220 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 79,7724 \text{ hp} \approx 80 \text{ hp}$$

L. Perancangan Jacket Pemanas

Dalam Reaktor Esterifikasi terjadi reaksi eksotermis, beroperasi pada suhu 60 °C, maka dilengkapi dengan jaket pemanas menggunakan steam sebagai media pemanas

- Menghitung Volume Steam

$$\begin{aligned} \text{Rate Steam Masuk} &= 306,6724 \text{ Kg/jam} \\ &= 676,0899 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas Steam pada } 150 \text{ }^\circ\text{C} &= 918,0790 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 57,3137 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{Rate Steam Masuk}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{676,0899 \text{ lbm/jam}}{57,3137 \text{ lbm/ft}^3} = 11,7963 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Volume steam} = 11,7963 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} = 5,8982 \text{ ft}^3$$

- Menghitung tekanan design

$$\begin{aligned} P \text{ steam pada suhu } 150 \text{ }^\circ\text{C} &= 485,7 \text{ kPa} \\ &= 70,4444 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_i &= P_{\text{operasi}} \\ &= 70,4444 - 14,696 - 14,696 \\ &= 55,7484 \text{ psig} \end{aligned}$$

- Menghitung diameter jaket (d_j)

$$\begin{aligned} V_{\text{jaket}} &= V \text{ dibadan silinder} + V \text{ ditutup bawah} \\ V_{\text{jaket}} &= \frac{\pi}{4} \times L_{\text{ls}} \times \left| d_j^2 - d_M^2 \right| + \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| \\ 5,8982 &= \frac{\pi}{4} \times 15,7184 \times \left| d_j^2 - 17,0000^2 \right| + \frac{\pi}{24} \\ &\quad \times \left| \frac{d_j^3 - 17,0000^3}{1,7321} \right| \\ 5,8982 &= 12,339 \times \left| d_j^2 - 17,00^2 \right| + 0,0755 \times \\ &\quad \left| \frac{d_j^3 - 17,00^3}{371,1011} \right| \\ 5,8982 + \frac{3565,9472}{371,1011} + \frac{371,1011}{371,1011} &= 12,3389 d_j^2 + \\ &\quad \frac{0,0755 d_j^3}{371,1011} \\ 3942,9464 &= 12,3389 d_j^2 + 0,0755 d_j^3 \\ d_j &= 16,0038 \text{ ft} = 192,0456 \text{ in} \\ &\quad 3469,8728 \end{aligned}$$

- Menghitung tinggi jaket (t_j)

$$\begin{aligned} t_j &= \frac{P_i \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times P_i)} + C \\ &= \frac{55,7484 \times 192,0456}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 55,7484)} + \frac{1}{16} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,3991 \text{ in} \approx 1 \text{ in (3/16)} \\
 &= 0,0254 \text{ m} \\
 do_j &= di_j + 2.t_j \\
 &= 192,0456 + 2,0000 \\
 &= 194,0456 \text{ in} = 16,1705 \text{ ft} = 4,9288 \text{ m} \\
 \text{Standarisasi } do_j &= 204 \text{ in} = 5,1816 \text{ m} \\
 icr &= 12 \frac{1}{4} \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 r &= 170 \text{ in} \\
 di_j \text{ baru} &= do_j - 2.t_j \\
 &= 204 - 2,0000 \\
 &= 202,0000 \text{ in} = 16,8333 \text{ ft} = 5,1308 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- Menghitung tebal tutup bawah (th_b)

$$th_b = \frac{\pi \times de}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C$$

$$\text{Dimana } \cos \frac{1}{2} \alpha = 0,5$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{55,7484 \times 202,0000}{2 \times 18750 \times 0,9 - 0,6 \times 55,7484 \times 0,5} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,7706 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- Menghitung tinggi tutup bawah (hb_j)

$$hb_j = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha}$$

$$= \frac{0,5 \times 202,0000 \text{ in}}{1,7321}$$

$$= 58,3107 \text{ in} = 1,4811 \text{ m} = 4,8592 \text{ ft}$$

Dari Brownell tabel 5,4 hal 87 diketahui :

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

maka tinggi tutup bawah jaket

$$hb_j = hb_j + sf$$

$$= 58,3107 + 1,5$$

$$= 59,8107 \text{ in} = 1,5192 \text{ m} = 4,9842 \text{ ft}$$

M. Dimensi Pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity} &= 4,3092 \text{ m/s} && (\text{Coulson \& Richardson. 1997}) \\
 \text{Flow Rate volume} &= \text{Berat masuk Mixer I : densitas campuran} \\
 &= 6331,5810 \text{ Kg/jam} : 904,1 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 7,0032 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\text{Flow Rate volume}}{\text{Velocity}} = \frac{0,0019 \text{ m}^3/\text{s}}{4,3092 \text{ m/s}} \\
 &= 0,0005 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\pi}{4} \times d_1^2 \\
 d_1^2 &= \frac{0,0005}{0,7850} \text{ m}^2 \\
 d_1 &= 0,0240 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Reaktor Esterifikasi

Fungsi : Mengurangi *Free Fatty Acid* (FFA) dalam minyak membentuk *metil ester*.

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe Pengelasan : *Single Welding Butt Joint without Backing up Strip*

Volume tangki (V_T)	:	2553,7961	ft ³
Diameter tangki (D_T)	:	203,6250	in
Diameter Luar (D_o)	:	204,0000	in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	7,8347	ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,1322	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	2,8677	ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	4,8983	ft
Diameter pipa (d_1)	:	0,9441	in
Tinggi tangki (H)	:	15,6008	ft

Jumlah	:	1 buah
Dimensi Pengaduk :		
Diameter (Da)	:	6,7875 ft
Lebar (W)	:	1,3575 ft
Panjang (L)	:	1,6969 ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	:	5,6557 ft
Lebar Baffle (J)	:	1,4141 ft
Jenis Pengaduk	:	<i>Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle</i>
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk	:	80 hp

Dimensi jaket :

Diameter dalam (d_i)	:	202,0000 in
Diameter luar (d_o)	:	204,0000 in
Tebal jaket (t_j)	:	1,0000 in
Tebal tutup bawah (t_{tbj})	:	0,1875 in
Tinggi tutup bawah (hb_j)	:	59,8107 in

17. *Mixer III (M - 131)*

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Mencampurkan asam sulfat dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi II
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical dished</i> dengan sudut puncak 120°
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
<i>Allowable stress (f)</i>	:	18750
Tipe pengelasan	:	<i>Single Welding Butt Joint without backing up Strip</i>
Faktor korosi (C)	:	1/16 in = 0,0625 in
Faktor pengelasan (E)	:	0,85
L/D	:	1,5 (Ulrich, 1984)
Waktu tinggal	:	1 jam
Kompisisi masuk	:	6331,5810 Kg/jam

= 13958,8196 lbm/jam

Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

4 Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Data densitas dan viskositas diperoleh dari Perry's 8th. 2008 dan Geankoplis.1997

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Metanol	6.130,6386	0,1937	0,7867	0,0005
H ₂ SO ₄	136,2364	0,0043	1,8290	0,0190
Air	64,7060	0,0020	0,9965	0,0009
Total	6.331,5810	0,2000	0,8113	0,0009

Densitas campuran = 811,3 Kg/m³ = 50,6460 lbm/ft³

Viskositas campuran = 6,36E-04 lbm/ft.s

4 Menentukan Rate Volumetric pada Mixer II

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate Feed masuk}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{13.958,8196 \text{ lbm/jam}}{50,6460 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 275,6157 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

4 Menentukan Volume Larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam Mixer I per} & \quad 60 \text{ menit waktu operasi} \\ &= 275,6157 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam} \\ &= 275,6157 \text{ ft}^3 = 2.061,8809 \text{ galon} \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total
 silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

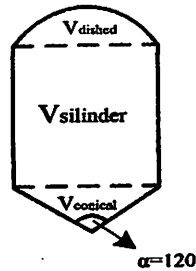
$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% V_T + 275,6157 \text{ ft}^3$$

$$80\% V_T = 275,6157 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 344,5196 \text{ ft}^3 = 9,7558 \text{ m}^3$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$\begin{aligned}
 V_{\text{dished}} &= \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3) \\
 V_{\text{silinder}} &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\
 V_{\text{conical}} &= \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|
 \end{aligned}$$

$$V_{\text{Total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

$$\text{adalah } L_s/D_T = 1,5 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\begin{aligned}
 344,5196 \text{ ft}^3 &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,5D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3) \\
 &+ \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|
 \end{aligned}$$

dimana α dari conical dished = 120

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$344,5196 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 + 0,0755 D_T^3$$

$$344,5196 \text{ ft}^3 = 1,3377 D_T^3$$

$$D_T^3 = 257,5396 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 6,3623 \text{ ft}$$

$$= 1,9393 \text{ m} = 76,3477 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder

maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Vol Liquid} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} \\
 V_L &= \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 275,6157 \text{ ft}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times \left| \frac{6,3623^3}{24 \tan 1/2 (120)} \right| + 0,25 \times \pi \times 6,3623^2 \times L_{ls} \\
 &+ 0,0755 \times \left| \frac{6,3623^3}{24 \tan 1/2 (120)} \right|
 \end{aligned}$$

$$L_{ls} = 8,0615 \text{ ft}$$

$$= 2,4572 \text{ m} = 96,7392 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{(\rho \times g \times L_{\text{ls}})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{50,6460 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 8,0615 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 2,8353 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 2,8353 + 14,696 - 14,696$$

$$= 2,8353 \text{ psig}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*

Allowable stress (f) : 18750 lb/in²

Faktor pengelasan (E) : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Standarisasi t_s : $t_s < 5/8$ in (Hesse.1984)

$$t_s = \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{2,8353 \times 76,3477}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 2,8353)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0693 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \cdot (3/16) = 0,0048 \text{ m}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

($t_{\text{rancangan}} < t_{\text{standart}}$)

G. Menentukan Standarisasi Do

$$D_o = D_T + (2 \times t_s)$$

$$= 76,3477 + 0,3750 = 76,7227 \text{ in} = 1,9488 \text{ m}$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 78 \text{ in} = 1,9812 \text{ m}$$

$$icr = 4 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$r = 78 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned} D_T &= Do - (2 \times ts) \\ &= 78 - 0,3750 \\ &= 77,6250 \text{ in} = 6,4688 \text{ ft} = 1,9717 \text{ m} \end{aligned}$$

Pengecekan terhadap Ls/Di

$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot Ls) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| \\ 344,5196 \text{ ft}^3 &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot Ls) + (0,0847 \cdot D_T^3) \\ &\quad + 0,0755 D_T^3 \\ 344,5196 \text{ ft}^3 &= 32,8481 Ls + 22,9269 + 20,4459 \\ Ls &= 9,1679 \text{ ft} = 2,7944 \text{ m} \\ \frac{Ls}{Di} &= \frac{9,1679 \text{ ft}}{6,4688 \text{ ft}} = 1,4173 \quad \text{P(Memenuhi)} \end{aligned}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = ha + hb + Ls$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

ha : Tinggi tutup atas *standard dished* (ft)

hb : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)

Ls : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} ha &= 0,169 \times D_T && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= 0,169 \times 6,4688 \text{ ft} \\ &= 1,0932 \text{ ft} = 0,3332 \text{ m} = 13,1186 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 hb &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 6,4688 \text{ ft}}{1,7321} \\
 &= 1,8673 \text{ ft} = 0,5692 \text{ m} = 22,4080 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= ha + hb + Ls \\
 &= 1,0932 + 1,8673 + 9,1679 = 12,1284 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,855 \times \text{Pi} \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \text{Pi})} + C \\
 &= \frac{0,855 \times 2,8353 \times 77,6250}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 2,8353} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0747 \text{ in} \\
 &= 0,0019 \text{ m}
 \end{aligned}$$

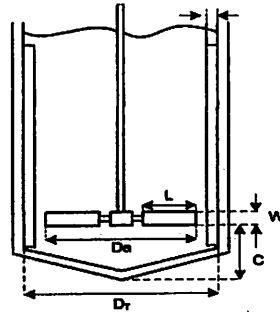
J. Menentukan tebal tutup bawah

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{\text{Pi} \times de}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2 \alpha} + C \\
 \text{dimana } de &= D_T = 77,6250 \text{ in} \\
 \cos 1/2 \alpha &= 0,5 \\
 &= \frac{2,8353 \times 77,6250}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,6 \times 2,8353 \times 0,5} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0763 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in } (3/16) \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

K. Perancangan Pengaduk

Data-data untuk perbandingan deometris standart sistem pengadukan diambil dari tabel 3,4-1 hal 144, Geankoplis :

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 0,3 - 0,5 \\
 W/Da &= 0,2 \\
 L/Da &= 0,25 \\
 C/Dt &= 0,3333 \\
 J/Dt &= 0,0833
 \end{aligned}$$



Gambar penampang Pengaduk

Dimana :

D_t = Diameter dalam tangki

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

b Menentukan Diameter Pengaduk

$$D_a/D_t = 0,4$$

$$D_a = 0,4 D_t$$

$$= 0,4 \times 6,4688 \text{ ft}$$

$$= 2,5875 \text{ ft} = 0,7887 \text{ m}$$

b Menentukan Lebar Pengaduk

$$W/D_a = 0,2$$

$$W = 0,2 D_a$$

$$= 0,2 \times 2,5875 \text{ ft}$$

$$= 0,5175 \text{ ft} = 0,1577 \text{ m}$$

b Menentukan Panjang Pengaduk

$$L/D_a = 0,25$$

$$L = 0,25 D_a$$

$$= 0,25 \times 2,5875 \text{ ft}$$

$$= 0,6469 \text{ ft} = 0,1972 \text{ m}$$

↳ Menentukan tinggi pengaduk diatas tangki

$$\begin{aligned} C/Dt &= 0,3333 \\ C &= 0,3333 \quad Dt \\ &= 0,3333 \quad x \quad 6,4688 \quad \text{ft} \\ &= 2,1560 \quad \text{ft} = 0,6572 \quad \text{m} \end{aligned}$$

↳ Menentukan Lebar *Baffle*

$$\begin{aligned} J/Dt &= 0,0833 \\ J &= 0,0833 \quad Dt \\ &= 0,0833 \quad x \quad 6,4688 \quad \text{ft} \\ &= 0,5391 \quad \text{ft} = 0,1643 \quad \text{m} \end{aligned}$$

↳ Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahawa

$Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

↳ Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned} n_p &= \frac{\text{tinggi liquid dalam silinder}}{2 Da^2} = \frac{2,4572}{13,3903} \\ &= 0,1835 \approx 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

↳ Menentukan Daya Pengaduk

Untuk kecepatan putaran (N) diambil 60 rpm = 1 rps

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{2,5875 \text{ ft} \quad x \quad 1,0000 \text{ rps} \quad x \quad 50,6460 \text{ lbm/ft}^3}{6,365E-04 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 205889,4901 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Dari halaman 507 G. G Brown untuk Number Power (N_p) diambil

$$\begin{aligned} N_p &= 7,0 \\ P &= \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5}{gc} \\ &= \frac{7,0 \quad x \quad 50,6460 \quad x \quad 1,0000^3 \quad x \quad 2,5875^5}{32,1740} \\ &= 1278,0256 \quad \text{lbf.ft/s} \end{aligned}$$

$$= 2,3237 \text{ hp} \approx 2,5 \text{ hp}$$

Dimensi Pipa

$$\text{Velocity} = 2,9915 \text{ m/s} \quad (\text{Coulson \& Richardson. 1997})$$

$$\text{Flow Rate volume} = \text{Berat masuk Mixer I : densitas campuran}$$

$$= \frac{6331,5810 \text{ Kg/jam}}{811,3 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 7,8045 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\text{Flow Rate volume}}{\text{Velocity}} = \frac{2,17\text{E-}03 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9915 \text{ m/s}} \\ &= 7,25\text{E-}04 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas Pipa (A)} = \frac{\pi}{4} \times d_1^2$$

$$d_1^2 = \frac{7,25\text{E-}04}{0,7850} \text{ m}^2$$

$$d_1 = 0,0304 \text{ m}$$

Spesifikasi Mixer III

Fungsi : Mencampurkan asam sulfat dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe Pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*

Volume tangki (V_T) : 344,5196 ft³

Diameter tangki (D_T) : 77,6250 in

Diameter Luar (D_o) : 78,0000 in

Tebal Silinder (t_s) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (L_s) : 9,1679 ft

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,0747 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 1,0932 ft

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 0,1875 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 1,8673 ft

Diameter pipa (d_1) : 1,1962 in

Tinggi tangki : 12,1284 m

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (Da) : 2,5875 ft

Lebar (W) : 0,5175 ft

Panjang (L) : 0,6469 ft

Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C) : 2,1560 ft

Lebar Baffle (J) : 0,5391 ft

Jenis Pengaduk : *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

Jumlah pengaduk : 1 buah

Daya Pengaduk : 2,5 hp

18. Centrifugal Pump (L - 132)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari *decanter* I ke reaktor esterifikasi II

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate : 45.972,2342 Kg/jam = 101.350,3875 lbm/jam

Suhu operasi : 60 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	31.800,7991	0,6917	0,9400	0,0567
FFA	2.724,7283	0,0593	0,9200	0,0567
Metil Ester	11.446,7068	0,2490	0,8700	0,0534
Jumlah	45.972,2342	1,0000	0,9214	0,0559

Densitas = 921,3852 Kg/m³ = 57,5201 lbm/ft³

Viskositas = 0,0559 Kg/m.s = 0,0375 lbm/ft.s

d Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed minyak} : \text{Densitas} \\
 &= \frac{101350,3875 \text{ lbm/jam}}{57,5201 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 1762,0005 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0139 \text{ m}^3/\text{s} = 219,6921 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson (hal 186, Coulson and Richardson, 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} \sqrt{\frac{921,3852 \text{ Kg/m}^3}{2,9090 \text{ m/s}}}$$

sehingga kecepatan liquida sebesar

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\text{Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0139 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9090 \text{ m/s}}$$

$$= 0,0048 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}}$$

$$= \frac{0,0048}{0,25 \cdot 3,14} = 0,0779 \text{ m}$$

d Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0779 \text{ m} \times 2,9090 \text{ m/s} \times 921,39 \text{ Kg/m}^3}{5,588\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 3736,8775$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminer* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*

d Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14

(Coulson & Richardson's, 1997)

, dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 D_{i \text{ optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293,0 \times (12,7701)^{0,53} \times (921,4)^{-0,37} \\
 &= 90,4288 \text{ mm} = 3,5602 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5

(Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 4,026 in *schedule number* 40

$$D_i = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

$$D_o = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$A = 8,219E-03 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

d Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0139 \text{ m}^3/\text{s}}{8,22E-03 \text{ m}^2} = 1,6863 \text{ m/s}$$

d Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,1023 \text{ m} \times 1,6863 \text{ m/s} \times 921,4 \text{ Kg/m}^3}{5,588E-02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 2843,4001$$

Jenis Aliran : Laminer

d Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Commercial Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Fanning friction factor (f)} &= 16 / N_{Re} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= 16 / 2843,4001 \\
 &= 0,0056
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari *Centrifuge* II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran laminer nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,6863^2}{2 \times 0,5} \right| = 1,5640 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0056 \times 15 \times 1,6863^2}{0,1023 \times 2} = 4,6942 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93

(Geankoplis. 1997)

didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{1,6863^2}{2} \right| = 4,2654 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93

(Geankoplis. 1997)

didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{1,6863^2}{2} \right| = 0,2417 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke Reaktor Transesterifikasi I

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran laminar nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,6863^2}{2 \times 0,5} \right| = 2,8436 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *friktinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,5640 + 4,6942 + 4,265 + 0,2417 + 2,8436 = 13,6088 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Direncanakan :

- Perpipaian dirancang dengan beda ketinggian 10 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \quad \text{dan} \quad v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran laminar nilai $\alpha = 0,5$ berdasarkan persamaan

Bernaulli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(1 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 13,6088 = W_s$$

$$W_s = -111,6753 \quad \text{J/Kg}$$

$$= -111,6753 \quad \text{m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{111,6753}{9,8067} = 11,3877 \quad \text{m}$$

Dari grafik 5,6 hal 188^(Coulson and Richardson. 1993) dapat disimpulkan bahwa :

Untuk	Rate Volumetrik	:	0,0139	m ³ /jam
	Head Pump	:	11,3877	m

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 1762,0005 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 921,3852 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 70\%$$

Shaft work (Wp) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{111,6753}{65\%} = 171,8081 \quad \text{J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana m adalah rate fluida masuk} &= 12,7701 \quad \text{Kg/s} \\ &= 171,8081 \quad \text{J/Kg} \times 12,7701 \quad \text{Kg/s} \\ &= 2194,000341 \quad \text{J/s} \\ &= 2194,000341 \quad \text{Watt} \\ &= 2,942 \quad \text{hp} \approx 4 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

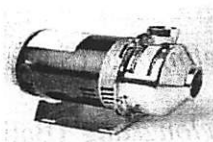
Spesifikasi Centrifugal Pump

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari decanter I ke reaktor esterifikasi II

Tipe : *Centrifugal Pump*
 Jumlah stage : *Single stage*
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Efisiensi : 0,70
 Daya pompa : 4 hp
 Diameter Dalam pipa : 0,1023 m
 Diameter Luar pipa : 0,1143 m
 Kapasitas pompa : 921,3852 gpm
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
 Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa datas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : SS Pump C25057B5D1
 Maximum Flow : 2 - 245 gpm
 HP Required : 4 hp
 Inlet Connection Type : FNPT
 Inlet : 2 in
 Outlet Connection Type : FNPT
 Outlet : 1,50 in
 Voltage : 230
 Phase : 3
 Speed : 3450 RPM
 Material : Stainless steel
 Viscosity : 3.20 cp 40.00 ssu
 Mechanical Seal Type: : Single stage



19. Dekanter I (H-133)

Fungs : Memisahkan campuran minyak dan metil ester yang keluar dari reaktor esterifikasi dari sisa metanol-asam sulfat-air

Type : *Hydrocyclone-centrifuge*

Dasar Perencanaan :

- Gaya gravitasi dan perbedaan BM yang besar
- Temperatur = 60 °C = 333,15 K
- Tekanan = 1,0 atm = 14,70 psia

Jumlah : 1 buah

- Diketahui :
- * M_{metanol} : = 29.401,0929 kg/jam
= 64.817,6494 lb/jam
 - ρ_{metanol} = 0,7538 kg/L = 753,8 kg/m³
= 47,058 lb/ft³
 - rate volum = $\frac{64.817,6494}{47,058}$ = 1.377,3965 ft³/jam
 - * $M_{\text{trigliserida}}$ = 31.800,80 kg/jam
= 70.108,042 lb/jam
 - $\rho_{\text{trigliserida}}$ = 0,4097 kg/L = 409,7 kg/m³
= 25,578 lb/ft³
 - rate volum = $\frac{70.108,042}{25,58}$ = 2.740,9969 ft³/jam
 - * M_{FFA} = 2.724,7283 kg/jam
= 6006,93601 lb/jam
 - ρ_{FFA} = 0,26 kg/L = 259,5 kg/m³
= 16,2 lb/ft³
 - rate volum = $\frac{\text{#####}}{\text{#####}}$ = 168,1870 ft³/jam
 - * $M_{\text{metil ester}}$ = 11.446,7068 kg/jam
= 25.235,4098 lb/jam
 - $\rho_{\text{metil ester}}$ = 0,267 kg/L = 266,5 kg/m³
= 16,64 lb/ft³

$$- \text{rate volum} = \frac{25.235,4098}{16,64} = 1.516,7703 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} * \text{ M}_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= 681,1821 \text{ kg/jam} \\ &= 1.501,7341 \text{ lb/jam} \\ \rho_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= 1,798 \text{ kg/L} = \text{#####} \text{ kg/m}^3 \\ &= 112,2 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{rate volum} &= \frac{1.501,7341}{112,2} = 13,3816 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} * \text{ M}_{\text{air}} &= 1.027,8362 \text{ kg/jam} \\ &= 2.265,9677 \text{ lb/jam} \\ \rho_{\text{air}} &= 0,983 \text{ kg/L} = 983,2 \text{ kg/m}^3 \\ &= 61,38 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{rate volum} &= \frac{2.265,9677}{61,38} = 36,9163 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Direncanakan :

- Bahan konstruks = Carbon Steel SA 135 grade B
- Allowable stress = 12750
- Tipe pengelasan = double welded butt joint , E = 0,8
- Faktor korosi (C = in = 0,125 in
- $\frac{D}{H} = 2,5$
- Waktu tinggal = 0,1 jam

(Brownell & Young, hal. 251-346)

$$\text{Rate volumetrik tot} = 5853,6486 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

A. Menghitung volume tangki (V_T).

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{rate volumetri total} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 5.853,6486 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,08 \text{ jam} \\ &= 487,8041 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dari Vilbran, tabel 2-2 hal. 23, untuk tangki penampung mempunyai faktor keamanan 25 % , maka volume tangki adalah :

$$\begin{aligned} V_T &= V_L + V_{RK} \\ V_T &= 487,8041 \text{ ft}^3 + 25 \% V_T \end{aligned}$$

$$V_T = 487,8041 \text{ ft}^3 = 650,4054 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 1.123.911,0116 \text{ in}^3$$

B. Menghitung dimensi tangki (D_i).

Drum berupa silinder horizontal dengan kedua ujung berbentuk room head.

(Ulrich, Tabel 4-27 hal. 248)

$$V_T = (0,0843 \times D_i^3 \times 2) + \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_s$$

$$650,4054 \text{ ft}^3 = 0,1686 D + 0,785 D_i^2 \times 3 D_i$$

$$650,4054 \text{ ft}^3 = 0,1686 D + 2,3550 D_i^3$$

$$650,4054 \text{ ft}^3 = 2,5236 D_i^3$$

$$D_i = 6,3639 \text{ ft}$$

$$D_i = 76,3664 \text{ in}$$

C. Menghitung tinggi silinder (L_s).

$$L_s = 3,0 \times D_i$$

$$= 3,0 \times 76,366 \text{ in}$$

$$= 229,099 \text{ in}$$

D. Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls}).

$$V_{\text{liquid}} = \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_{ls}$$

$$487,8041 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \times (6,3639)^2 \text{ ft} \times L_{ls}$$

$$487,8041 \text{ ft}^3 = 31,8078 \text{ ft}^2 \times L_{ls}$$

$$L_{ls} = 15,3360 \text{ ft}$$

$$L_{ls} = 184,034 \text{ in}$$

E. Menghitung tekanan design (P_{design}).

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} =$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 279,0792 \text{ lb/ft}^3 \times \left(\frac{15,3360}{144} - 1 \right) \text{ ft}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 27,78388 \text{ lb/ft}^2 = 0,1929 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 14,70000 \text{ psia} + 0,1929 \text{ psia}$$

$$= 14,8929 \text{ psia}$$

F. Menghitung tebal tangki (t_s).

$$t_s = 14,893 \text{ ps} \times 76,3664 \text{ in} + \frac{2}{16} \text{ in}$$

$$t_s = \frac{2 \times (12.750 \times 0,8) - (0,6 \times 14,89)}{20.382} \text{ in} + \frac{2}{16} \text{ in}$$

$$t_s = \frac{58.961}{326114,06} \text{ in} = 0,1808 \text{ in} \approx 0,188 \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

(Brownell & Young, tabel 5 - 7 hal. 90)

$$\text{Standardisasi } D_o = D_i + 2 \times t_s$$

$$= 76,366 \text{ in} + (2 \times 0,1875) \text{ in}$$

$$= 76,741 \text{ in} = 78 \text{ in}$$

(Brownell & Young, tabel 5 - 7 hal. 90)

$$\text{Harga } D_i \text{ baru} = D_o - 2 \times t_s$$

$$= 78 - (2 \times 0,1875)$$

$$= 77,625 \text{ in}$$

$$= 6,4687 \text{ ft}$$

Untuk $D_o = 78 \text{ in}$ dan $t_s = 1/5 \text{ in}$ didapat :

$$i_{cr} = 4 \frac{2}{3} \text{ in}$$

$$r = 78 \text{ in}$$

(Brownell & Young, tabel 5 - 7 hal. 90)

$$\text{Luas tangki (A)} = \frac{1}{4} \pi \times D_i^2$$

$$= 0,25 \pi \times (77,6250)^2$$

$$= 4732,5381 \text{ in}^2$$

G. Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls}).

$$V_{\text{liquid}} = \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_{ls}$$

$$487,8041 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \times (6,4687)^2 \text{ ft} \times L_{ls}$$

$$487,8041 \text{ ft}^3 = 32,8642 \text{ ft}^2 \times L_{ls}$$

$$L_{ls} = 14,8430 \text{ ft}$$

$$L_{ls} = 178,1182 \text{ in}$$

H. Menghitung tinggi silinder (L_s).

$$L_s = 3,00 \times D_i \text{ baru}$$

$$= 3,0 \times 77,625 \text{ in}$$

$$= 232,875 \text{ in}$$

I. Menghitung tebal tutup silinder (standart dished).

$$th_{\epsilon} = th_b = 0,885 \times P_i \times r + C$$

$$(f \times E - 0,1 \times P_i)$$

$$r = D_i \text{ baru} = 77,6 \text{ in}$$

$$th_{\epsilon} = th_b = 0,8850 \times 14,8929 \text{ Psia} \times \text{## in} + \frac{2 \text{ in}}{16}$$

$$2 \times [(12750 \times 0,8) - (0,1 \times 14,9)] \text{ Psia}$$

$$th_{\epsilon} = th_b = \frac{1023,1172 \text{ in} + \frac{2 \text{ in}}{16}}{20397,0214}$$

$$th_{\epsilon} = th_b = 0,17516 \text{ in}$$

J. Menghitung tinggi tutup.

$$h_a = h_b = 0,169 \times D_i$$

$$h_a = h_b = 0,1690 \times 77,6 \text{ in}$$

$$h_a = h_b = 13,1186 \text{ in}$$

K. Menentukan tinggi storage (H).

$$\text{Tinggi akumulator} = \text{Tinggi silinder} + 2 \times \text{Tinggi tutup}$$

$$H = L_s + 2 h_a$$

$$H = 232,8750 \text{ in} + 26,2373 \text{ in}$$

$$H = 259,11225 \text{ in}$$

L. Menentukan tinggi Nozzle (Zl)

Untuk menghitung tinggi nozzle digunakan persamaan 21-40 Perry 6 ed :

$$(L_{ls} - Z_i) \times \rho_{\text{heavy}} = (Z_1 - Z_i) \times \rho_{\text{light}}$$

$$L_{ls} = \text{tinggi liquid} = 178,1182$$

$$Z_i = \text{tinggi interface} = \text{diambil } 3 \text{ ft}$$

$$Z_l = \text{tinggi nozzle}$$

sehingga :

$$(14,843 - 3) \times 220,663 = (Z_1 - 3) \times \text{##}$$

$$11,843 \times 220,6634 = 58,4158 Z_1 - \text{##}$$

$$\begin{array}{rclcl} 2.613,3239 & + & 175,25 & = & 58,4158 & Z_1 \\ & & 2788,5711 & = & 58,4158 & Z_1 \\ & & Z_1 & = & 47,7366 & \text{ft} \end{array}$$

20. Centrifugal Pump (L - 134)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan metanol dari *storage* menuju Mixer II
 Mixer III dan Mixer IV
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Rate : 6.291,8076 Kg/jam = 13.870,9190 lbm/jam
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah : 1 buah

B. Menentukan *Rate Volumetric*

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Metanol	2478,8677	0,9900	0,7867	5,47E-04
Air	25,0391	0,0100	0,9965	8,55E-04
Jumlah	2503,9067	1,0000	0,7888	5,50E-04

$$\text{Densitas} = 788,7982 \text{ Kg/m}^3 = 49,2430 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0006 \text{ Kg/m.s} = 0,0004 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed minyak} : \text{Densitas} \\
 &= \frac{13870,9190 \text{ lbm/jam}}{49,2430 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 281,6833 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0022 \text{ m}^3/\text{s} = 35,1212 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 218, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{fluida}} &= \rho_{\text{campuran}} = 788,7982 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{sehingga kecepatan liquida sebesar} & \quad 3,0332 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned}
 \text{4 Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{0,0022 \text{ m}^3/\text{s}}{3,0332 \text{ m/s}} = 0,0007 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \sqrt{\frac{0,0009}{0,25 \cdot 3,14}} = 0,0305 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{0,0305 \text{ m} \times 3,0332 \text{ m/s} \times 788,7982 \text{ Kg/m}^3}{5,501\text{E-}04 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 132681,3525 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*

Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14

(Coulson & Richardson's, 1997)

, dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (1,748)^{0,53} \times (788,8)^{-0,37} \\ &= 33,3811 \text{ mm} = 1,3142 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5

(Geankoplis, 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 4,026 in *schedule number* 40

$$Di = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

$$Do = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$A = 8,219\text{E-}03 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0022 \text{ m}^3/\text{s}}{8,22\text{E-}03 \text{ m}^2} = 0,2696 \text{ m/s}$$

d Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,1023 \text{ m} \times 0,2696 \text{ m/s} \times 788,7982 \text{ Kg/m}^3}{5,501\text{E-}04 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 39530,8838$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,1023 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 4,50\text{E-}04$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0070$$

F. Menentukan *Friction Loss*

d Kontraksi dari tangki storage metanol ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,2696^2}{2 \times 1} \right| = 0,0200 \text{ J/Kg}$$

d Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 65 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 65 \times 0,2696^2}{0,1023 \times 2}$$

$$= 0,6467 \text{ J/Kg}$$

d Friksi untuk 5 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 0,75 \left| \frac{0,2696^2}{2} \right|$$

$$= 0,1363 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi untuk 1 Tee (*Pertigaan*)

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_T = 1$$

$$h_f = 1 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 1 \left| \frac{0,2696^2}{2} \right| = 0,1817 \quad \text{J/Kg}$$

4 Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,2696^2}{2} \right| = 0,0124 \quad \text{J/Kg}$$

4 Ekspansi dari pipa ke tangki Mixer II dan III

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,2696^2}{2 \times 1} \right| = 0,0363 \quad \text{J/Kg}$$

4 Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_t + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0200 + 0,6467 + 0,136 + 0,1817 \\ &\quad + 0,0124 + 0,0363 \\ &= 1,0333 \quad \text{J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

4 Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Direncanakan perencanaan perpipaan adalah

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 20 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \quad \text{dan} \quad v_2 - v_1 = 0 \quad \text{dimana untuk aliran turbulen}$$

nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli (Geankoplis. 1997)

maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (20 - 0) + 1,0333 = W_s$$

$$W_s = -197,1663 \text{ J/Kg}$$

$$= -197,1663 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

d. Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{197,1663}{9,8067} = 20,1054 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 199 ^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

d. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 35,1212 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 30\%$$

Shaft work (Wp) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{197,1663}{30\%} = 657,2211 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} = 1,7477 \text{ Kg/s}$$

$$= 657,2211 \text{ J/Kg} \times 1,7477 \text{ Kg/s}$$

$$= 1148,641285 \text{ J/s}$$

$$= 1148,641285 \text{ Watt}$$

$$= 1,540 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan metanol dari *storage* menuju Mixer II dan Mixer III

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

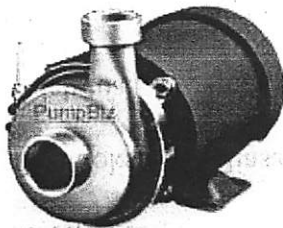
Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran	: 3500	rpm
Effisiensi	: 0,30	
Daya pompa	: 2	hp
Diameter dalam pipa	: 0,1023	m
Diameter luar pipa	: 0,1143	m
Kapasitas pompa	: 35,1212	gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>	
Jumlah	: 1	buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type	: AC 5 Horizontal centrifugal pump
Maximum Flow	: 111 gpm
HP Required	: 2 HP
Inlet Connection Type	: FNPT
Inlet	: 1.50 in
Outlet Connection Type	: FNPT
Outlet	: 1.20 in
Voltage	: 460
Phase	: 3
Frequency	: 60
Motor	: TEFC
Speed	: 3450 RPM
Material	: Stainless steel
Max. SG	: 1.20
Viscosity	: 3.20 cp 40.00 ssu
Mechanical Seal Type:	: Single stage



21. Heat Exchanger 4(E - 135)

Fungsi : Memanaskan larutan metanol dan asam sulfat sebelum masuk ke reaktor esterifikasi II.

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Rate massa : 6.331,5810 Kg

Direncanakan :

- Bahan masuk pada annulus dengan suhu = 27 °C
- Bahan keluar dari annulus dengan suhu = 60 °C
- Steam masuk dan keluar dari pipa dengan suhu = 74,29 °C
- Faktor kekotoran (R_d) minimal = 0,001 BTU/jam ft²°F

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 6.331,5810 Kg/jam
= 13.958,5119 Lbm/jam
- Rate pemanas = 46.274,2609 Kg/jam
= 102.015,5665 Lbm/jam

Panas yang dibawa oleh pemanas:

$$\begin{aligned}
 Q &= 203.500,2500 \text{ Kcal / jam} \\
 &= 807.540,6746 \text{ BTU / jam} \\
 \Delta T_1 &= 74,29 - 27 = 47,29 \text{ °C} \\
 \Delta T_2 &= 74,29 - 60 = 14,29 \text{ °C} \\
 \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \\
 &= \frac{47,29 - 14,29}{\ln(47,29 / 14,29)} \\
 &= 27,5749 \text{ °C} = 81,6348884 \text{ °F} \\
 R &= \frac{74,29 - 74}{60 - 27} = 0 \\
 S &= \frac{60 - 27}{74,29 - 27} = 0,6978
 \end{aligned}$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\Delta T = F_t \times \Delta T_{LMTD}$$

$$= 1 \times 27,5749$$

$$= 27,5749 \text{ } ^\circ\text{C} = 81,6349 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung suhu kalorik

$$- t_c = 0,5 \times (27 + 60) = 44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$- T_c = 0,5 \times (74,29 + 74,29) = 74,29 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart ^(Kem tabel 6.2 hal 110) yaitu :

2 x 1 1/4 "

IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Bagian Annulus (Metanol)		Bagian Pipe (Steam)	
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$		$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$	
$de = 2,02 \text{ in} = 0,1683 \text{ ft}$		$a'' = 0,4350 \text{ ft}^2/\text{ft}$	
$de' = 0,81 \text{ in} = 0,0675 \text{ ft}$		$di = 1,38 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$	
		$do = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$	

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (Metanol)		Bagian Pipe (Steam)	
1. Menghitung N_{Re}		1'. Menghitung N_{Re}	
$G_{an} = \frac{M}{A_{an}}$		1. $G_p = \frac{M}{A_p}$	
$= \frac{13.958,5119}{0,0083}$		$= \frac{102.015,5665}{0,0104}$	
$= 1.689.097,2351$		$= 9.793.494,3795$	
$\mu = 0,0006 \text{ Kg/m.s}$		$\mu = 0,0534 \text{ Kg/m.s}$	
$= 0,55008 \text{ cp}$		$= 53,4258 \text{ cp}$	
$N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$		2. $N_{Re} = \frac{di \times G_p}{\mu \times 2,42}$	
$= \frac{0,1683 \times 1.689.097,2351}{0,55008 \times 2,42}$		$= \frac{0,12 \times 9.793.494,3795}{53,426 \times 2,42}$	
$= 1.250.879,4841$		$= 4.251,2695$	
2. Mencari faktor panas			

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

3. Mencari harga koefisien film

$$JH = 1,5 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$Cp = 0,7240 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$$

$$= 6,3338 \text{ BTU/lbm °F}$$

$$k = 0,124 \text{ (Kern, hal 800)}$$

$$ho = JH \frac{k}{de} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 100,5263$$

$$Hio = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari tahanan panas pipa bersih (Ux)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{1.500 \times 100,5263}{1.500 + 100,5263} = 94,2124 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari tahanan panas pipa terpakai (U_D)

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

$$0,001 = \frac{94,2124 - U_D}{94,2124 \times U_D}$$

$$0,0942 U_D = 94,2124 - U_D$$

$$U_D = 86,1007$$

Mencari Panjang Ekonomis

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{807.540,6746}{86,1007 \times 81,6349}$$

$$= 114,8900 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft² maka pemilihan DPHE tepat.

$$\tau = \frac{A}{\dots} = \frac{114,8900}{\dots}$$

$$L = a'' = 0,4350$$

$$= 264,1148 \text{ ft}$$

Mencari harga L ekonomis :

l (ft)	n	L _{baru}	A _{baru}	U _{Dbaru}	R _{dbaru}	Overdesign
12	11,0048 = 12	288	125,28	78,9599	0,0021	105,0337
15	8,80383 = 9	270	117,45	84,2239	0,0013	25,8797
20	6,60287 = 7	280	121,80	81,2159	0,0017	69,8541

Keterangan :

$$n = \frac{L}{2.1} ; L_{\text{baru}} = n \cdot 2.1 ; A_{\text{baru}} = n \cdot L_{\text{baru}}$$

$$UD_{\text{baru}} = \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T_{\text{LMTD}}} ; RD_{\text{baru}} = \frac{Uc - U_{D \text{ baru}}}{Uc \times U_{D \text{ baru}}}$$

$$\text{Over design} = \frac{RD_{\text{baru}} - RD_{\text{ketetapan}}}{RD_{\text{ketetapan}}} \times 100\%$$

Diambil Over design terkecil yaitu 25,8797 % yaitu dengan panjang pipa 20 ft dan hairpin sebanyak 7 buah

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
Mencari ΔP karena panjang pipa	Mencari ΔP pipa
$N_{Re} = 1.250.879,4841$	$N_{Re} = 4.251,2695$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$
$= 0,0042$	$= 0,0114$
$\rho = 0,7867 \text{ Kg/L}$	$\rho = 0,9181 \text{ Kg/L}$
$= 786,7000 \text{ Kg/m}^3$	$= 918,0790 \text{ Kg/m}^3$
$= 49,1120 \text{ Lbm/ft}^3$	$= 57,3137 \text{ Lbm/ft}^3$
$\Delta P_1 = \frac{4f G_{an}^2 L}{24.18.10^8 \rho^2 de' 144} \times \frac{\rho}{144}$	$\Delta P_P = \frac{4f G_P^2 L}{24.18.10^8 \rho^2 de' 144} \times \frac{\rho}{144}$
$= 2,4168$	$= 0,9187$
Mencari ΔP karena panjang pipa	(Memadai) < 2
$v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$	

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1.689.097,2351}{3600 \times 49,1120} \\
 &= 9,5536 \text{ ft/detik} \\
 \Delta P_n &= n \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \times \frac{\rho}{144} \\
 &= 3,3862 \\
 \Delta P_{an} &= \Delta P_1 + \Delta P_n \\
 &= 2,4168 + 3,3862 \\
 &= 5,8030 < 10 \\
 &\text{(Memadai)}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alat :

Nama alat : Heater II

Fungsi : Memanaskan larutan metanol dan asam sulfat sebelum masuk ke reaktor esterifikasi II.

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 2 1/2 x 1 1/4 " IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 6.331,5810 Kg/jam

Rate Steam : 46.274,2609 Kg/jam

Jumlah hair pin : 7 buah

Diameter luar pipa : 1,66 in = 0,0422 m

Diameter dalam pipa : 1,38 in = 0,0351 m

Panjang : 20 ft = 6,0961 m

Jumlah : 1 buah

22. Reaktor Transesterifikasi Oleh : Kukuh Andi Wijayanto (06.14.011)

23. Centrifugal Pump (L - 141)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari dekanter II ke reaktor tranesterifikasi

Tipe : Centrifugal Pump

Rate : 46.081,7929 Kg/jam = 101.591,9207 lbm/jam

Suhu operasi : 58,36 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Nilai densitas dihitung dengan estimasi Hankinson-Brobst-Thompson Method dan nilai Viskositas dihitung dengan estimasi Letsou-Stiel Method, maka :

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	31.800,7991	0,6917	0,9400	0,0567
FFA	2.724,7283	0,0593	0,9200	0,0567
Metil Ester	11.446,7068	0,2490	0,8700	0,0534
Jumlah	45.972,2342	1,0000	0,9214	0,0559

$$\text{Densitas} = 921,3852 \text{ Kg/m}^3 = 57,5201 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0559 \text{ Kg/m.s} = 0,0375 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Feed minyak} \times \text{Densitas}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{101591,9207 \text{ lbm/jam}}{57,5201 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1766,1996 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0139 \text{ m}^3/\text{s} = 220,2157 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 218, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 921,3852 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,9090 m/s

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} \text{d Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0139 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9090 \text{ m/s}} \\ &= 0,0048 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{d Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \frac{0,0048}{0,25 \cdot 3,14} = 0,0780 \text{ m} \end{aligned}$$

d Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{0,0780 \text{ m} \times 2,9090 \text{ m/s} \times 921,39 \text{ Kg/m}^3}{5,588\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3741,3276 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminer* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*

d Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14

(Coulson & Richardson's, 1997)

, dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} \text{Di}_{\text{optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293,0 \times (12,7701)^{0,53} \times (921,4)^{-0,37} \\ &= 90,4288 \text{ mm} = 3,5602 \text{ in} \end{aligned}$$

d Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5

(Geankoplis, 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 4,026 in *schedule number* 40

$$\text{Di} = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

$$\text{Do} = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$\text{A} = 8,219\text{E-}03 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

d Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0139 \text{ m}^3/\text{s}}{8,22\text{E-}03 \text{ m}^2} = 1,6903$$

4 Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,1023 \text{ m} \times 1,6903 \text{ m/s} \times 921,4 \text{ Kg/m}^3}{5,588\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 2850,1764$$

Jenis Aliran : Laminer

4 Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Commercial Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Fanning friction factor (f)} &= 16 / N_{Re} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= 16 / 2850,1764 \\ &= 0,0056 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari *Centrifuge* II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran laminer nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,6903^2}{2 \times 0,5} \right| = 1,5714 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0056 \times 15 \times 1,6903^2}{0,1023 \times 2}$$

$$= 4,7054 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{1,6903^2}{2} \right|$$

$$= 4,2857 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93

(Geankoplis. 1997)

didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{1,6903^2}{2} \right| = 0,2429 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke Reaktor Transesterifikasi I

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran laminar nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,6903^2}{2 \times 0,5} \right| = 2,8571 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,5714 + 4,7054 + 4,286 + 0,2429 \\ &\quad + 2,8571 = 13,6625 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Direncanakan :

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \quad \text{dan} \quad v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran laminar nilai $\alpha = 0,5$ berdasarkan persamaan

Bernaulli (Geankoplis. 1997), maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= \\ (1,0 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 13,6625 &= \\ W_s &= -111,7290 \text{ J/Kg} \\ &= -111,7290 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{111,7290}{9,8067} = 11,3932 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson and Richardson. 1993) dapat disimpulkan bahwa :

Untuk Rate Volumetrik : 0,0139 m³/jam
 Head Pump : 11,3932 m

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

Rate fluida = 1766,1996 ft³/jam
 = 921,3852 gpm

maka effisiensinya (η) = 70%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{111,7290}{65\%} = 171,8907 \text{ J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 12,7701 \text{ Kg/s} \\ &= 171,8907 \text{ J/Kg} \times 12,7701 \text{ Kg/s} \\ &= 2195,055878 \text{ J/s} \\ &= 2195,055878 \text{ Watt} \\ &= 2,944 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

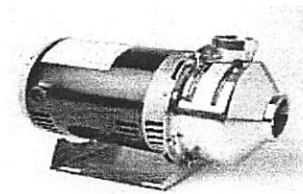
Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari dekanter II ke reaktor tranesterifikasi

Tipe : *Centrifugal Pump*
 Jumlah stage : *Single stage*
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 0,70
 Daya pompa : 4 hp
 Diameter Dalam pipa : 0,1023 m
 Diameter Luar pipa : 0,1143 m
 Kapasitas pompa : 921,3852 gpm
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa datas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type : SS Pump C25057B5D1
Maximum Flow : 2 - 245 gpm
HP Required : 4hp
Inlet Connection Type : FNPT
Inlet : 2 in
Outlet Connection Type : FNPT
Outlet : 1,50 in
Voltage : 230
Phase : 3
Speed : 3450 RPM
Material : Stainless steel
Viscosity : 3.20 cp 40.00 ssu
Mechanical Seal Type: : Single stage



24. Dekanter II (H-142)

Fungsi : Memisahkan campuran minyak dan metil ester yang keluar dari reaktor esterifikasi dari sisa metanol-asam sulfat-air

Type : *Hydrocyclone-centrifuge*

Dasar Perencanaan :

- Gaya gravitasi dan perbedaan BM yang besar
- Temperatur = 60 °C = 333,15 K
- Tekanan = 1,0 atm = 14,70 psia

Jumlah : 1 buah

Diketahui : * M_{metanol} : = 5.880,2186 kg/jam
= ##### lb/jam

$$\begin{aligned} - \rho_{\text{metanol}} &= 0,7553 \text{ kg/l} = 755,3 \text{ kg/m}^3 \\ &= 47,152 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{rate volumet} &= \frac{12.963,5299}{47,152} = 274,9322 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} * M_{\text{triglicerida}} &= 31.800,80 \text{ kg/jam} \\ &= 70.108,042 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \rho_{\text{triglicerida}} &= 0,3900 \text{ kg/l} = 390 \text{ kg/m}^3 \\ &= 24,348 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{rate volumet} &= \frac{70108,042}{24,35} = 2.879,4523 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} * M_{\text{FFA}} &= 544,9457 \text{ kg/jam} \\ &= 1201,3873 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \rho_{\text{FFA}} &= 0,125 \text{ kg/l} = 125 \text{ kg/m}^3 \\ &= 7,8038 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{rate volumet} &= \frac{544,946}{7,804} = 69,8313 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 * \quad M_{\text{metil ester}} &= 13.736,0482 \text{ kg/jam} \\
 &= 30.282,4919 \text{ lb/jam} \\
 - \quad \rho_{\text{metil ester}} &= 0,2665 \text{ kg/l} = 267 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 16,638 \text{ lb/ft}^3 \\
 - \quad \text{rate volumet} &= \frac{30.282,4919}{16,638} = 1.820,1244 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 * \quad M_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= 136,2364 \text{ kg/jam} \\
 &= 300,3468 \text{ lb/jam} \\
 \rho_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= 1,7976 \text{ kg/l} = 1797,6 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 112,22 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{rate volumet} &= \frac{300,3468}{112,22} = 2,6763 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 * \quad M_{\text{air}} &= 205,5672 \text{ kg/jam} \\
 &= 453,1934 \text{ lb/jam} \\
 \rho_{\text{air}} &= 0,9965 \text{ kg/l} = \text{##} \text{ kg/m}^3 \\
 &= 62,211 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{rate volumet} &= \frac{453,1934}{62,211} = 7,2847 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- Bahan konstruks = Carbon Steel SA 135 grade B
- Allowable stress = 12750
- Tipe pengelasan = double welded butt joint = 0,8
- Faktor korosi (C = in = 0,125 in
- $\frac{D}{H}$ = 2,5
- Waktu tinggal = 0,08 jam

(Brownell & Young, hal. 251-346)

$$\text{Rate volumetrik total} = 5054,3012 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

A. Menghitung volume tangki (V_T).

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid} &= \text{rate volumetri total} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 5.054,3012 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,08 \text{ jam} \\
 &= 421,1918 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Dari Vilbran, tabel 2-2 hal. 23, untuk tangki penampung mempunyai faktor keamanan 25 %, maka volume tangki adalah :

$$\begin{aligned} V_T &= V_L + V_{RK} \\ V_T &= 421,1918 \text{ ft}^3 + 25 \% V_T \\ V_T &= \frac{421,1918 \text{ ft}^3}{0,75} = 561,5890 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_T = 970.434,8786 \text{ in}^3$$

B. Menghitung dimensi tangki (D_i).

Drum berupa silinder horizontal dengan kedua ujung berbentuk room head.

$$\begin{aligned} V_T &= (0,0843 \times D_i^3 \times 2) + \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_s \quad (\text{Ulrich, Tabel 4-27 hal. 248}) \\ 561,5890 \text{ ft}^3 &= 0,1686 D_i^3 + 0,785 D_i^2 \times 3 D_i \\ 561,5890 \text{ ft}^3 &= 0,1686 D_i^3 + 2,3550 D_i^3 \\ 561,5890 \text{ ft}^3 &= 2,5236 D_i^3 \\ D_i &= 6,0599 \text{ ft} \\ D_i &= 72,7189 \text{ in} \end{aligned}$$

C. Menghitung tinggi silinder (L_s).

$$\begin{aligned} L_s &= 3,0 \times D_i \\ &= 3,0 \times 72,719 \text{ in} \\ &= 218,157 \text{ in} \end{aligned}$$

D. Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls}).

$$\begin{aligned} V_{\text{liquid}} &= \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_{ls} \\ 421,1918 \text{ ft}^3 &= \pi/4 \times (6,0599)^2 \text{ ft} \times L_{ls} \\ 421,1918 \text{ ft}^3 &= 28,8418 \text{ ft}^2 \times L_{ls} \\ L_{ls} &= 14,6035 \text{ ft} \\ L_{ls} &= 175,2438 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Menghitung tekanan design (P_{design}).

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \\ P_{\text{hidrostatik}} &= 270,3764 \text{ lb/ft}^3 \times (14,6035 - 1) \text{ ft} \\ & \quad 144 \\ P_{\text{hidrostatik}} &= 25,542122 \text{ lb/ft}^2 = 0,1774 \text{ psia} \\ P_{\text{design}} &= 14,70000 \text{ psia} + 0,1774 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$= 14,8774 \text{ psia}$$

F. Menghitung tebal tangki (t_s).

$$t_s = \frac{14,877 \text{ psia} \times 72,7189 \text{ in}}{2 \times (12.750 \times 0,8) - (0,6 \times 14,88) \text{ psia}} + \frac{2 \text{ in}}{16}$$

$$t_s = \frac{1.082 \text{ in}}{20.382} + \frac{2 \text{ in}}{16}$$

$$t_s = \frac{58.074 \text{ in}}{326.114,4} = 0,1780791 \text{ in} \approx 0 \approx \frac{3 \text{ in}}{16}$$

(Brownell & Young, tabel 5 - 7 hal. 90)

$$\begin{aligned} \text{Standardisasi } D_o &= D_i + 2 \times t_s \\ &= 72,719 \text{ in} + (2 \times 0,188) \text{ in} \\ &= 73,095 \text{ in} \approx 78 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, tabel 5 - 7 hal. 90)

$$\begin{aligned} \text{Harga } D_i \text{ baru} &= D_o - 2 \times t_s \\ &= 78 - (2 \times 0,1875) \\ &= 77,625 \text{ in} \\ &= 6,4687 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk $D_o = 78 \text{ in}$ dan $t_s = 1/5 \text{ in}$ didapat :

$$i_{cr} = 4 \frac{2}{3} \text{ in}$$

$$r = 78 \text{ in}$$

(Brownell & Young, tabel 5 - 7 hal. 90)

$$\begin{aligned} \text{Luas tangki (A)} &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \\ &= 0,25 \pi \times (77,6250)^2 \\ &= 4732,5381 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

G. Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls}).

$$\begin{aligned} V_{\text{liquid}} &= \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_{ls} \\ 421,1918 \text{ ft}^3 &= \pi/4 \times (6,4687)^2 \text{ ft} \times L_{ls} \\ 421,1918 \text{ ft}^3 &= 32,8642 \text{ ft}^2 \times L_{ls} \\ L_{ls} &= 12,8161 \text{ ft} \\ L_{ls} &= 153,7952 \text{ in} \end{aligned}$$

H. Menghitung tinggi silinder (L_s).

$$\begin{aligned} L_s &= 3,00 \times D_1 \text{ baru} \\ &= 3,0 \times 77,625 \text{ in} \\ &= 232,875 \text{ in} \end{aligned}$$

I. Menghitung tebal tutup silinder (standart dished).

$$t_{ha} = t_{hb} = \frac{0,885 \times P_{sia} \times r}{(f \times E - 0,1 \times P_{sia})} + C$$

$$r = D_1 \text{ baru} = 77,6 \text{ in}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = \frac{0,8850 \times 14,8774 \text{ Psia} \times 77,6 \text{ in}}{2 \times [(12750 \times 0,8) - (0,1 \times 14,9)] + \frac{2}{16} \text{ in}}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = \frac{1022,0478}{20397,0245} \text{ in} + \frac{2}{16} \text{ in}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = 0,17511 \text{ in}$$

J. Menghitung tinggi tutup.

$$h_a = h_b = 0,169 \times D_1$$

$$h_a = h_b = 0,1690 \times 77,6250 \text{ in}$$

$$h_a = h_b = 13,1186 \text{ in}$$

K. Menentukan tinggi storage (H).

$$\text{Tinggi akumulator} = \text{Tinggi silinder} + 2 \times \text{Tinggi tutup}$$

$$H = L_s + 2 \times h_a$$

$$H = 232,8750 \text{ in} + 26,2373 \text{ in}$$

$$H = 259,11225 \text{ in}$$

L. Menentukan tinggi Nozzle (Z_1)

Untuk menghitung tinggi nozzle digunakan persamaan 21-40 Perry 6 ed :

$$(L_{ls} - Z_i) \times \rho_{\text{heavy}} = (Z_1 - Z_i) \times \rho_{\text{light}}$$

$$L_{ls} = \text{tinggi liquid} = 153,7952$$

$$Z_i = \text{tinggi interface} = \text{diambil 3 ft}$$

$$Z_1 = \text{tinggi nozzle}$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 (12,816 - 3) \times 221,587 &= (Z - 3) \times ### \\
 9,816 \quad \times 221,5874 &= 48,789 Z_1 - 146 \\
 2.175,1317 \quad + 146,37 &= 48,789 Z_1 \\
 2321,4989 &= 48,789 Z_1 \\
 Z_1 &= 47,5824 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

25. Mixer IV(M - 143)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Mencampurkan KOH dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses Transesterifikasi
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standart dish
Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress (f)	:	18750
Tipe pengelasan	:	Single welded butt joint without backing up strip
Faktor korosi (C)	:	1/16 in = 0,0625 in
Faktor pengelasan (E)	:	0,85
L/D	:	1,5 (Ulrich, 1984)
Waktu tinggal	:	1 jam
Komposisi masuk	:	17.966,8105 Kg/jam = 39.610,2439 lbm/jam
Suhu operasi	:	27 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Jumlah storage	:	1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

1 Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Data viskositas dan densitas diperoleh dari Perry's 7th, 1997, Rackett Method, Joback Method, dan Geankoplis, 1997.

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/cm.s)
Metanol	17472,3145	0,9725	0,7867	0,0005
KOH	318,0080	0,0177	2,0440	0,0069
Air	176,4880	0,0098	0,9965	0,0009
Total	17966,8105	1,0000	0,8110	0,0007

$$\text{Densitas campuran} = 811,0 \text{ Kg/m}^3 = 50,6273 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,0004 \text{ lbm/ft.s}$$

2 Menentukan Rate Volumetric pada Mixer I

$$\text{Rate Volumetric} = \text{Rate feed masuk} : \text{Densitas Campuran}$$

$$= \frac{39.610,2439 \text{ lbm/jam}}{50,6273 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 782,3883 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

d Menentukan Volume Larutan

Volume larutan dalam Mixer III per 1 jam waktu operasi

$$= 782,3883 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam}$$

$$= 782,3883 \text{ ft}^3 = 5.853,0472 \text{ galon}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% V_T + 782,3883 \text{ ft}^3$$

$$80\% V_T = 782,3883 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 977,9854 \text{ ft}^3 = 27,6936 \text{ m}^3$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$V_{\text{dished}} = \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$V_{\text{dished}} = \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

maka :

$$V_{\text{Total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}}$$

(Brownell and Young, 1959)

Pervandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

adalah $L_s/D_T = 1,5$ (Ulrich, 1984)

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{dished}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$977,9854 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,5D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$+ (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$977,9854 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 + 0,0847 D_T^3$$

$$977,9854 \text{ ft}^3 = 1,3469 D_T^3$$

$$D_T^3 = 726,1010 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 D_T &= 8,9881 \text{ ft} \\
 &= 2,7396 \text{ m} = 107,8566 \text{ in}
 \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder
maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Vol}_{\text{Liquid}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} \\
 V_L &= -0,0800 D_T^3 + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls} \\
 782,3883 \text{ ft}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times \left. \begin{array}{l} 8,9881 \\ 0,0847 \end{array} \right| \times \left. \begin{array}{l} 8,9881 \\ 8,9881 \end{array} \right|^2 \times L_{ls} + \\
 L_{ls} &= 11,3675 \text{ ft} \\
 &= 3,4649 \text{ m} = 136,4119 \text{ in}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= \frac{50,6273 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 11,3675 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\
 &= 3,9966 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 3,9966 + 14,696 - 14,696 \\
 &= 3,9966 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Single welded butt joint without backing up strip*

Allowable stress (f) : 18750 lb/in²

Faktor pengelasan (E) : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Standarisasi t_s : $t_s < 5/8$ in

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{\pi \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times \pi))} + C && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= \frac{3,9966 \times 107,8566}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 3,9966)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0760 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \quad (3/16) = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

$$(ts_{\text{rancangan}} < ts_{\text{standart}})$$

G. Menentukan Standarisasi Do

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_T + (2 \times ts) \\
 &= 107,8566 + 0,3750 \\
 &= 108,2316 \text{ in} = 2,7491 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 114 \text{ in} = 2,8956 \text{ m}$$

$$icr = 6 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$r = 108 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned}
 D_T &= D_o - (2 \times ts) \\
 &= 114 - 0,3750 \\
 &= 113,6250 \text{ in} = 9,4688 \text{ ft} = 2,8861 \text{ m}
 \end{aligned}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

h_a : Tinggi tutup atas *standart dished* (ft)

h_b : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)

L_s : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 h_a &= 0,169 \times D_T && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= 0,169 \times 9,4688 \text{ ft} \\
 &= 1,6002 \text{ ft} = 0,4878 \text{ m} = 19,2026 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang

digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup bawah adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} hb &= 0,169 \times D_T && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= 0,169 \times 9,4688 \text{ ft} \\ &= 1,6002 \text{ ft} = 0,4878 \text{ m} = 19,2026 \text{ in} \end{aligned}$$

Penentuan Tinggi silinder

$$\begin{aligned} L_s &= 1,5 \times D_T \\ &= 1,5 \times 9,4688 \text{ ft} \\ &= 14,2031 \text{ ft} = 4,3292 \text{ m} = 170,4375 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned} H &= h_a + h_b + L_s \\ &= 1,6002 + 1,6002 + 14,2031 \\ &= 17,4036 \text{ ft} = 5,3047 \text{ m} \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,855 \times P_i \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times P_i)} + C \\ &= \frac{0,855 \times 3,9966 \times 113,6250}{\left| \begin{array}{c|c|c|c} 18750 & \times & 0,85 & - \\ \hline & & 0,1 & \times & 3,9966 \end{array} \right|} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0877 \text{ in} = 0,0022 \text{ m} \end{aligned}$$

J. Menentukan tebal tutup bawah

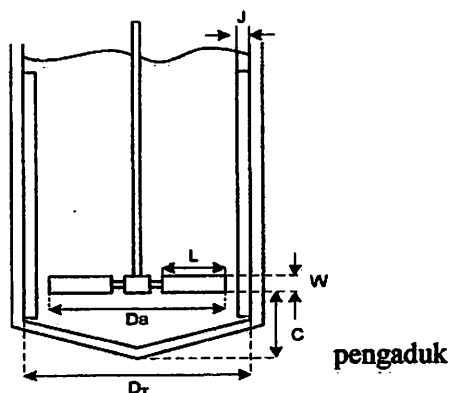
$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{0,855 \times P_i \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times P_i)} + C \\ &= \frac{0,855 \times 3,9966 \times 113,6250}{\left| \begin{array}{c|c|c|c} 18750 & \times & 0,85 & - \\ \hline & & 0,1 & \times & 3,9966 \end{array} \right|} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0869 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

K. Perancangan Pengaduk

Data-data untuk perbandingan deometris standart sistem pengadukan diambil dari tabel 3,4-1 hal 144, Geankoplis :

$$\begin{aligned} D_a/D_t &= 0,3 - 0,5 \\ W/D_a &= 0,2 \\ L/D_a &= 0,25 \\ C/D_t &= 0,3333 \end{aligned}$$

$$J/Dt = 0,0833$$



Dimana :

D_t = Diameter dalam tangki

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

P Menentukan Diameter Pengaduk

$$D_a/D_t = 0,4$$

$$D_a = 0,4 D_t$$

$$= 0,4 \times 9,4688 \text{ ft}$$

$$= 3,7875 \text{ ft} = 1,1544 \text{ m}$$

P Menentukan Lebar Pengaduk

$$W/D_a = 0,2$$

$$W = 0,2 D_a$$

$$= 0,2 \times 3,7875 \text{ ft}$$

$$= 0,7575 \text{ ft} = 0,2309 \text{ m}$$

P Menentukan Panjang Pengaduk

$$L/D_a = 0,25$$

$$L = 0,25 D_a$$

$$= 0,25 \times 3,7875 \text{ ft}$$

$$= 0,9469 \text{ ft} = 0,2886 \text{ m}$$

P Menentukan Tinggi Pengaduk dari dasar tangki

$$C/D_t = 0,3333$$

$$\begin{aligned}
 C &= 0,3333 \text{ Dt} \\
 &= 0,3333 \times 9,4688 \text{ ft} \\
 &= 3,1559 \text{ ft} = 0,9619 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Lebar Baffle

$$\begin{aligned}
 J/Dt &= 0,0833 \\
 J &= 0,0833 \text{ Dt} \\
 &= 0,0833 \times 9,4688 \text{ ft} \\
 &= 0,7891 \text{ ft} = 0,2405 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahwa

$Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

P Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned}
 n_p &= \frac{\text{tinggi liquid dalam silinder}}{2 Da^2} \\
 &= \frac{3,4649}{28,6903} \\
 &= 0,1208 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Daya Pengaduk

Untuk kecepatan putaran (N) diambil 60 rpm = 1 rps

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{3,7875 \text{ ft} \times 1,0000 \text{ rps} \times 50,6273 \text{ lbm/ft}^3}{4,452E-04 \text{ lbm/ft.s}} \\
 &= 430746,1029
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : turbulen

Dari halaman 507 G.G Brown untuk Number Power (Np) diambil

$$N_p = 7,0$$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5}{g_c} \\
 &= \frac{7,0 \times 50,6273 \times 1,0000^3 \times 3,7875^5}{32,1740} \\
 &= 8585,0205 \text{ lbf.ft/s}
 \end{aligned}$$

$$= 15,6091 \quad \text{hp} \approx 16 \quad \text{hp}$$

Dimensi Pipa

$$\text{Velocity} = 2,9918 \quad \text{m/s} \quad (\text{Coulson \& Richardson. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Flow Rate volume} &= \text{Berat feed masuk} : \text{densitas campuran} \\ &= 17966,8105 \quad \text{Kg/jam} : 811,0 \quad \text{Kg/m} \\ &= 22,1546 \quad \text{m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\text{Flow Rate volume}}{\text{Velocity}} = \frac{0,0062 \quad \text{m}^3/\text{s}}{2,9918 \quad \text{m/s}} \\ &= 0,0021 \quad \text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas Pipa (A)} = \frac{\pi}{4} \times d_1^2$$

$$d_1^2 = \frac{0,0021}{0,7850} \quad \text{m}^2$$

$$d_1 = 0,0512 \quad \text{m}$$

Untuk menglikirkan campuran dari Mixer III ke dalam reaktor transesterifikasi I dan II, panjang pipa yang digunakan sepanjang 10 m dan dilengkapi

- 1 buah Tee
- 2 buah gate valve
- 2 buah elbow 90 °C

Spesifikasi Mixer IV

Fungsi	: Mencampurkan KOH dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses Transesterifikasi
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standart dished
Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: <i>Single welded butt joint without backing up strip</i>
Volume tangki (V_T)	: 977,9854 ft ³
Diameter tangki (D_T)	: 113,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 114,0000 in
Tebal Silinder (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 14,2031 ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,0877 in

Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	1,6002	ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	1,6002	ft
Diameter pipa (d_1)	:	2,0153	in
Tinggi tangki (H)	:	17,4036	ft
Jumlah	:	1	buah
Dimensi Pengaduk :			
Diameter (D_a)	:	3,7875	ft
Lebar (W)	:	0,7575	ft
Panjang (L)	:	0,9469	ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	:	3,1559	ft
Lebar Baffle (J)	:	0,7891	ft
Jenis Pengaduk	:	<i>Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle</i>	
Jumlah pengaduk	:	1	buah
Daya Pengaduk	:	16	hp

26. Storage KOH (F - 144)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Menyimpan KOH sebagai bahan baku		
Tipe	:	Gudang		
Bahan Konstruksi	:	Beton bertulang		
Waktu tinggal	:	90 hari		
Kapasitas	:	318,0080	Kg/jam	
Densitas	:	2,044	Kg/L	= 2044 Kg/m ³
		127,6025	lbm/ft ³	(Kirk Othmer.1979)
Suhu operasi	:	27 °C		
Tekanan operasi	:	1	atm	= 14,696 psia
Jumlah storage	:	1 buah		

B. Menentukan Volume Bahan (V_B)

Rate volume	=	Kapasitas KOH : Densitas		
	=	318,0080	Kg/jam	: 2044,0 Kg/m ³
	=	0,1556	m ³ /jam	

Berat KOH selama 7 hari

$$\begin{aligned} \text{Berat KOH} &= 0,1556 \text{ m}^3/\text{jam} \times 90 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 336,0554108 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Gudang (V_G)

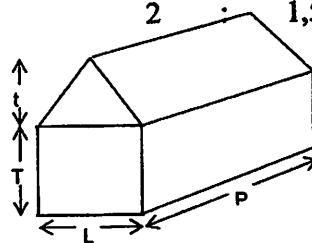
Padatan KOH pada gudang mengisi 85% dari kapasitas total gudang sehingga ruang kosong pada gudang sebesar 15%.

$$\begin{aligned} V_G &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\ V_G &= 15\% V_{\text{ruang kosong}} + 336,055411 \text{ m}^3 \\ 85\% V_T &= 336,0554108 \text{ m}^3 \\ V_T &= 395,3593069 \text{ m}^3 \\ &= 13961,3232 \text{ ft}^3 \\ &= 24126399,3946 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

D. Rencana Desain Gudang

Direncanakan : Perbandingan (panjang : lebar : tinggi) adalah

$$2 : 1,5 : 0,5$$



Keterangan :

P = panjang
L = lebar
T = tinggi
t = tinggi atap

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= \text{Panjang} \times \text{lebar} \times \text{Tinggi} \\ 395,3593 \text{ m}^3 &= 2,0 \text{ p} \times 1,5 \text{ p} \times 1 \text{ p} \\ 395,3593 \text{ m}^3 &= 1,5 \text{ p}^3 \\ 263,5729 &= \text{p}^3 \\ \text{p} &= 6,411607 \text{ m} \approx 7 \text{ m} \\ \text{l} &= 4,808705 \text{ m} \approx 5 \text{ m} \\ \text{t} &= 1,602902 \text{ m} \approx 2 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi Gudang KOH

Tipe : Gudang

Fungsi : Menyimpan KOH sebagai bahan tambahan (katalis) untuk proses Tranesterifikasi I dan II

Volume (V_G) : 395,3593 m³
 Ukuran : Panjang : 7 m
 : Lebar : 5 m
 : Tinggi : 2 m
 Bahan Konstruksi : Semen
 Jumlah gudang : 1 buah

27. Bin KOH (F - 145)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Untuk Tempat penyimpanan sementara KOH selama 6 jam
 Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°
 Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*
Allowed stress (f) : 18750
 Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*
 Faktor pengelasan : 0,8
 Faktor korosi (C) : 1/16 = 0,0625 in
 L/D : 2 (Ulrich, 1984)
 Waktu Tinggal : 0,25 jam
 Rate feed masuk : 318,0080 Kg/jam = 701,080 lbm/jam
 Densitas : 2,044 g/cm³ = 2,044 Kg/L =
 2044 Kg/m³ = 127,6025 lbm/ft³
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan Operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah Bin : 1 buah

B. Menentukan Volume Bahan (V_B)

Rate volume = Rate masuk KOH : Densitas
 = 318,0080 Kg/jam : 2044,0 Kg/m³
 = 0,1556 m³/jam
 Volume KOH selama 0,25 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume KOH} &= 0,1556 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,25 \text{ jam} \\ &= 0,0389 \text{ m}^3 = 1,3735 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

KOH pada *Bin* mengisi 80% dari volume total, sehingga
Volume ruang kosong pada *Bin* sebesar 20%

$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\ V_T &= 20\% V_{\text{ruang kosong}} + 0,0389 \text{ m}^3 \\ 80\% V_T &= 0,0389 \text{ m}^3 \\ V_T &= 0,0486 \text{ m}^3 = 1,7169 \text{ ft}^3 \\ &= 2,9669 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$\begin{aligned} V_{\text{silinder}} &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\ V_{\text{conical}} &= \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| \end{aligned}$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

adalah

$$L_s/D_T = 2,0 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

dimana α dari *conical dished* = 120

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$V_T = \left| (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \right| + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|$$

$$1,7169 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 2D_T) + 0,0755 D_T^3$$

$$1,7169 \text{ ft}^3 = 1,5700 D_T^3 + 0,0755 D_T^3$$

$$D_T^3 = 1,043361438 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 1,0142 \text{ ft} = 0,3091 \text{ m} = 12,1710$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

$$V_L = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times$$

$$1,3735 \text{ ft}^3 = 0,25 \times 3,14 \times \left| \begin{array}{l} 1,0142 \\ 1,0142 \end{array} \right|^2 \times L_{ls}$$

$$L_{ls} = 1,6033 \text{ ft} = 0,4887 \text{ m} = 19,2396$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{is})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= \frac{127,6025 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 1,6033}{144 \times 32,174} \\
 &= 1,4207 \text{ psia} \\
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 1,4207 + 14,696 = 14,696 \text{ psia} \\
 &= 1,4207 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
Allowable stress (f)	:	18750
Faktor pengelasan (E)	:	0,8
Faktor korosi (C)	:	1/16 in = 0,0625 in
Standarisasi t_s	:	$t_s < 5/8$ in

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= \frac{1,4207 \times 12,1710}{2 \times (18750 \times 0,80) - (0,6 \times 1,4207)} \\
 &= 0,0631 \text{ in} \approx 0,19 \text{ in} \quad (3/16) = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

$$(t_{\text{rancangan}} < t_{\text{standart}})$$

G. Menentukan Standarisasi D_o

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_T + (2 \times t_s) \\
 &= 12,1710 + 0,3750 \\
 &= 12,5460 \text{ in} = 0,3187 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 40 \text{ in} = 1,0160 \text{ m}$$

$$icr = 2,5 \text{ in}$$

$$r = 40 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_o = D_T + (2 \times ts)$$

$$40 = D_T + 0,3750$$

$$D_T = 39,6250 \text{ in} = 3,3021 \text{ ft} = 1,0065 \text{ m}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = hb + Ls$$

Dimana :

Tinggi tutup bawah yang berbentuk conical adalah

$$hb = \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 3,3021 \text{ ft}}{1,7321}$$

$$= 0,9532 \text{ ft} = 0,2905 \text{ m} = 11,4384 \text{ in}$$

$$Ls = 2,0 \times D_T = 2,0 \times 3,3021 \text{ ft}$$

$$= 6,6042 \text{ ft} = 2,0130 \text{ m} = 79,2500 \text{ in}$$

$$de = D_T = 3,3021 \text{ ft} = 39,6250 \text{ in} = 1,0065 \text{ m}$$

I. Menentukan tebal tutup bawah

$$t_{hb} = \frac{Pi \times de}{2(f \times E) - (0,6 \times Pi) \cos 1/2 \alpha} + C$$

$$\text{Dimana : } \cos 1/2 \alpha = 0,5$$

$$= \frac{1,4207 \times 39,6250}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,6 \times 1,4207 \times 0,5} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0663 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

Spesifikasi Bin KOH

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan sementara KOH selama 8 jam

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe Pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

Volume tangki (V_T)	:	1,7169	ft ³
Diameter tangki (D_T)	:	39,6250	in
Diameter Luar (D_o)	:	40,0000	in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	6,6042	ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	0,9532	m
Tinggi tangki (H)	:	7,7449	ft
Jumlah	:	1	buah

28. Belt Conveyor (J - 146)

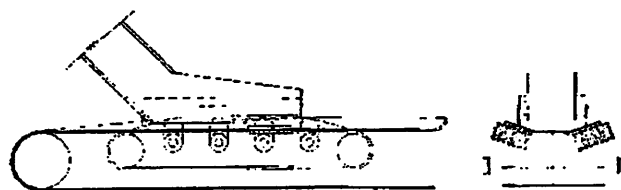
A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Mengangkut KOH dari <i>storage</i> penyimpanan ke reaktor tranesterifikasi
Tipe	:	<i>ThroughedBelt on 20° Idles</i>
Rate Feed	:	318,0080 Kg/hari = 0,3180 ton/hari
Densitas	:	2,0 Kg/m ³ = 0,1276 lbm/ft ³
Suhu operasi	:	27 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Jumlah <i>storage</i>	:	1 buah

B. Rencana Desain Belt Conveyor

Dengan memperhitungkan bahan yang diangkut maka dapat dirancang *Belt Conveyor* sebagai berikut :

Faktor keamanan =	20%	(Vilbrant.1959)
Kapasitas Pemilihan	= 120% x	0,3180 ton/hari
	=	0,3816 ton/hari
	=	0,0159 ton/jam



- Kecepatan *Belt* : 61 m/menit

1
alah

- Daya motor : 1,2 hp
- Lebar : 35 cm = 0,35 m
- Belt plies : 3-5
- Luas Area : 0,11 ft²
- Suhu Operasi : 27 °C
- Tekanan : 1 atm

Gambar *belt conveyor* tipe 20° idles

(Perry's 7 th, 1997)

C. Menentukan Daya Motor

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan baru} &= \frac{\text{Kapasitas Belt conveyor}}{\text{Kapasitas Belt conveyor teori}} \times \text{Kecepatan putar} \\ &= \frac{0,0159}{32} \times 61 \text{ m/menit} \\ &= 0,03031 \text{ m/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Total} &= \frac{\text{Kecepatan putar yang dipakai}}{\text{Kecepatan putar teoritis}} \times \text{Daya teoritis} \\ &= \frac{0,03031}{61} \text{ m/menit} \times 1,2 \text{ hp} \\ &= 0,0006 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi : Effisiensi motor} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Motor} &= \frac{\text{Daya Total}}{\text{Effisiensi motor}} \\ &= \frac{0,0006}{80\%} \text{ hp} = 0,0007453 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Belt Conveyor

Fungsi : Mengangkut biji jarak pagar dari *storage* penyimpanan ke *filter press*

Tipe : *Throughed Belt on 20° Idles*

Kapasitas	:	32 ton/jam
Panjang Belt	:	15,2 m
Kecepatan Belt	:	0,03031 m/menit
Daya Motor	:	0,5 hp
Lebar	:	0,35 m
Luas Area	:	0,11 ft ²

29. Heat Exchanger (E - 147)

Fungsi : Memanaskan larutan metanol dan KOH sebelum masuk ke reaktor transesterifikasi I dan II

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Rate massa : 17.966,8105 Kg

Direncanakan :

- Bahan masuk pada annulus dengan suhu = 27 °C
- Bahan keluar dari annulus dengan suhu = 60 °C
- Pemanas masuk dan keluar dari pipa dengan suhu = 60,63 °C
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft²°F

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 17.966,8105 Kg/jam
= 39.609,3706 Lbm/jam
- Rate pemanas = 45.870,5913 Kg/jam
= 101.125,6421 Lbm/jam

Panas yang dibawa oleh pemanas :

$$\begin{aligned}
 Q &= 56.467,4271 \text{ Kcal / jam} \\
 &= 224.077,0915 \text{ BTU / jam} \\
 \Delta T_1 &= 60,63 - 27 = 33,63 \text{ °C} \\
 \Delta T_2 &= 60,63 - 60 = 0,63 \text{ °C} \\
 \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 \cdot \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \\
 &= \frac{33,63 - 0,63}{\ln(33,63 / 0,63)} \\
 &= 8,2968 \text{ °C} = 46,9341765 \text{ °F}
 \end{aligned}$$

$$R = \frac{60,63 - 61}{60 - 27} = 0$$

$$S = \frac{60 - 27}{60,63 - 27} = 0,9813$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan Ft = 1

$$\begin{aligned} \Delta T &= Ft \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 8,2968 \\ &= 8,2968 \text{ } ^\circ\text{C} = 46,9342 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$t_c = 0,5 \times (27 + 60) = 44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_c = 0,5 \times (60,63 + 60,63) = 60,63 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart ^(Kern tabel 6.2 hal 110) yaitu : 6x 10 "

IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Bagian Annulus (Metanol)				Bagian Pipe (Steam)	
A_{an}	= 78,80 in ²	= 0,5472 ft ²		A_p	= 28,9 in ²
d_e	= 10,73 in	= 0,8942 ft			= 0,2007 ft ²
d_e'	= 0,34 in	= 0,0283 ft		a''	= 1,7340 ft ² /ft
				d_i	= 6,065 in
					= 0,5054 ft
				d_o	= 1,66 in
					= 0,1383 ft

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (Metanol)		Bagian Pipe (Steam)	
1. Menghitung N_{Re}		1'. Menghitung N_{Re}	
G_{an}	= $\frac{M}{A_{an}}$	G_p	= $\frac{M}{A_p}$
	= $\frac{39.609,3706}{0,5472}$		= $\frac{101.125,6421}{0,2007}$
	= 72.382,6062		= 503.878,6321
μ	= 0,0007 Kg/m.s	μ	= 0,0004 Kg/m.s
	= 0,66247 cp		= 0,371 cp

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{d_e \times G_{an}}{\mu \times 2,42} \\
 &= \frac{0,8942 \times 72.382,6062}{0,66247 \times 2,42} \\
 &= 236.429,4186
 \end{aligned}$$

2. Mencari faktor panas

Dari Kern fig.28 hal 834 didapat :

3. Mencari harga koefisien film

$$JH = 600 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,7163 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$$

$$= 6,2661 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,124 \text{ (Kern, hal 800)}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= 304,6668
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{d_i \times G_p}{\mu \times 2,42} \\
 &= \frac{0,51 \times 503.878,6321}{0,37099 \times 2,42} \\
 &= 138.436,2305
 \end{aligned}$$

Mencari harga koefisien film

$$H_{io} = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_c)

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{1.500 \times 304,6668}{1.500 + 304,6668} \\
 &= 253,2325 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Mencari tahanan panas pipa terpakai (U_D)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 0,001 &= \frac{253,2325 - U_D}{253,2325 \times U_D} \\
 0,2532 U_D &= 253,2325 - U_D \\
 U_D &= 202,0635
 \end{aligned}$$

Mencari Panjang Ekonomis

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{2.240.770,9152}{202,0635 \times 46,9342} \\
 &= 472,5530 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft² maka pemilihan DPHE tepat.

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a^n} = \frac{472,5530}{1,7340} \\
 &= 272,5219 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Mencari harga L ekonomis :

l (ft)	n	L _{baru}	A _{baru}	U _D baru	R _d baru	Overdesign
12	11,3551 = 12	288	499,39	95,6019	0,0065	5,5111
15	9,08406 = 10	300	520,20	91,7779	0,0069	5,9469
20	6,81305 = 7	280	485,52	98,3334	0,0062	5,2205

Keterangan :

$$n = \frac{L}{2.1} ; L_{\text{baru}} = n \cdot 2.1 ; A_{\text{baru}} = n \cdot L_{\text{baru}}$$

$$U_{D \text{ baru}} = \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T_{LMTD}} ; R_{d \text{ baru}} = \frac{U_c - U_{D \text{ baru}}}{U_c \times U_{D \text{ baru}}}$$

$$\text{Over design} = \frac{RD_{\text{baru}} - RD_{\text{ketetapan}}}{RD_{\text{ketetapan}}} \times 100\%$$

Diambil Over design terkecil yaitu 5,5111 % yaitu dengan panjang pipa 15 ft dan hairpin sebanyak 7 buah

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
Mencari ΔP karena panjang pipa	Mencari ΔP pipa
$N_{Re} = 236.429,4186$	$N_{Re} = 138.436,2305$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$
$= 0,0050$	$= 0,0053$
$\rho = 0,7867 \text{ Kg/L}$	$\rho = 0,9181 \text{ Kg/L}$
$= 786,7000 \text{ Kg/m}^3$	$= 918,0790 \text{ Kg/m}^3$

$= 49,1120 \text{ Lbm/ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4f G_m^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 d_e'} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0093$ <p>Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$ $= \frac{72.382,6062}{3600 \times 49,1120}$ $= 0,4094 \text{ ft/detik}$ $\Delta P_n = n \times \left \frac{v^2}{2 \cdot gc} \right \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0062$ $\Delta P_{an} = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 0,0093 + 0,0062$ $= 0,0155 < 10$ <p>(Memadai)</p>	$= 57,3137 \text{ Lbm/ft}^3$ $\Delta P_p = \frac{4f G_p^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 d_e'} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0233 < 2$ <p>(Memadai)</p>
--	---

Spesifikasi alat :

Nama alat : Heater II

Fungsi : Memanaskan larutan metanol dan KOH sebelum masuk ke reaktor transesterifikasi I dan II

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 6 x 10 " IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 17.966,8105 Kg/jam

Rate Steam : 45.870,5913 Kg/jam

Jumlah hair pin : 7 buah

Diameter luar pipa : 1,66 in = 0,0422 m

Diameter dalam pipa : 6,065 in = 0,1541 m

Panjang : 15 ft = 4,5721 m

Jumlah : 1 buah

30. *Evaporator I (V-150)*

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Memekatkan larutan metil ester dan memisahkan metanol

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Allowable stress (f) : 18750

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Faktor pengelasan (E) : 0,85

L/D : 1,5 (Ulrich, 1984)

Waktu tinggal : 1 jam

Kompisisi masuk : 51804,9301 Kg/jam
= 114210,9176 lbm/jam

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah storage : 1 buah

B. Perhitungan luas pemanas

Dari Appendix B diperoleh

$$Q = 4820057,3 \text{ W}$$

$$U = 1704 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\Delta T = 35$$

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T} = \frac{4820057,3}{1704 \times 35,000}$$

$$= 80,81920356 \text{ m}^2 = 869,9095105 \text{ ft}^2$$

C. Menentukan Volume Larutan (V_L)

4 Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Data densitas dan viskositas diperoleh dari Perry's 8th. 2008 dan Geankoplis.1997

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Trigliserida	1272,031963	0,0246	0,9400	0,0567

FFA	544,9456529	0,0105	0,9200	0,0567
Metil ester	43.960,5479	0,8486	0,8700	0,0534
Metanol	5.929,4047	0,1145	0,7553	0,0004
gliserol	73,9428	0,0014	0,5381	0,0551
KOH	18,7625	0,0004	2,0440	0,0069
Air	5,2946	0,0001	0,9940	0,0005
Total	51.804,9301	0,9649	0,8591	0,0474

$$\text{Densitas campuran} = 859,1 \text{ Kg/m}^3 = 53,6305 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 3,19\text{E-}02 \text{ lbm/ft.s}$$

d Menentukan *Rate Volumetric* pada Mixer II

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate Feed masuk}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{114.210,9176 \text{ lbm/jam}}{53,6305 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2.129,5874 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

d Menentukan Volume Larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam Mixer I per} & \quad 60 \text{ menit waktu operasi} \\ &= 2.129,5874 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam} \\ &= 2.129,5874 \text{ ft}^3 = 15.931,4431 \text{ galon} \end{aligned}$$

D. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total
silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% V_T + 2.129,5874 \text{ ft}^3$$

$$80\% V_T = 2129,5874 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 2661,9842 \text{ ft}^3 = 75,3794 \text{ m}^3$$

E. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$\begin{aligned}
 V_{\text{dished}} &= \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3) \\
 V_{\text{silinder}} &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\
 V_{\text{conical}} &= \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|
 \end{aligned}$$

$$\alpha = 120 \text{ der} \quad \ddagger \quad V_{\text{dished}} \quad \ddagger \quad V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

$$\text{adalah } L_s/D_T = 1,5 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\begin{aligned}
 2661,9842 \text{ ft}^3 &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,5D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3) \\
 &\quad + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|
 \end{aligned}$$

$$\text{dimana } \alpha \text{ dari conical dished} = 120$$

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$2661,9842 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 + 0,0755 D_T^3$$

$$2661,9842 \text{ ft}^3 = 1,3377 D_T^3$$

$$D_T^3 = 1989,9197 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 12,5780 \text{ ft}$$

$$= 3,8338 \text{ m} = 150,9361 \text{ in}$$

F. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder

maka :

$$\text{Vol}_{\text{Liquid}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$\begin{aligned}
 V_L &= \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls} \\
 2129,5874 \text{ ft}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times \left| \frac{12,5780^2 \times L_{ls}}{12,5780} \right| + \\
 &\quad 0,0755 \times \left| \frac{12,5780^3}{12,5780} \right|
 \end{aligned}$$

$$L_{ls} = 15,9373 \text{ ft}$$

$$= 4,8577 \text{ m} = 191,2491 \text{ in}$$

G. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquidanya itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{(\rho \times g \times L_{is})}{144} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{53,6305 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 15,9373 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 5,9356 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 5,9356 + 14,696 - 14,696$$

$$= 5,9356 \text{ psig}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*

Allowable stress (f) : 18750 lb/in²

Faktor pengelasan (E) : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Standarisasi t_s : $t_s < 5/8$ in (Hesse.1984)

$$t_s = \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{5,9356 \times 150,9361}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 5,9356)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0906 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \quad (3/16) = 0,0048 \text{ m}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

($t_{s\text{rancangan}} < t_{s\text{standart}}$)

H. Menentukan Standarisasi D_o

$$D_o = D_T + (2 \times t_s)$$

$$= 150,9361 + 0,3750 = 151,3111 \text{ in} = 3,8433 \text{ m}$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 156 \text{ in} = 3,9624 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 9 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$r = 144 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_T = D_o - (2 \times t_s)$$

$$= 156 - 0,3750$$

$$= 155,6250 \text{ in} = 12,9688 \text{ ft} = 3,9529 \text{ m}$$

Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha}$$

$$2661,9842 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$2661,9842 \text{ ft}^3 = 132,0280 L_s + 184,7472 + 164,7555$$

$$L_s = 17,5151 \text{ ft} = 5,3387 \text{ m}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{17,5151 \text{ ft}}{12,9688 \text{ ft}} = 1,3506 \quad \text{P(Memenuhi)}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

h_a : Tinggi tutup atas *standard dished* (ft)

h_b : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)

L_s : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$h_a = 0,169 \times D_T \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= 0,169 \times 12,9688 \text{ ft}$$

$$= 2,1917 \text{ ft} = 0,6680 \text{ m} = 26,3006 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{2} = \frac{0,5 \times 12,9688 \text{ ft}}{2}$$

$$h_b = \frac{1,7321}{\tan 1/2 \alpha} = 3,7436 \text{ ft} = 1,1411 \text{ m} = 44,9242 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$H = h_a + h_b + L_s = 2,1917 + 3,7436 + 17,5151 = 23,4505 \text{ ft}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$t_{ha} = \frac{0,855 \times \pi \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \pi)} + C$$

$$= \frac{0,855 \times 5,9356 \times 155,6250}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 5,9356} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1138 \text{ in}$$

$$= 0,0029 \text{ m}$$

J. Menentukan tebal tutup bawah

$$t_{hb} = \frac{\pi \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi) \cos 1/2 \alpha} + C$$

dimana $d_e = D_T = 155,6250 \text{ in}$
 $\cos 1/2 \alpha = 0,5$

$$= \frac{5,9356 \times 155,6250}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,6 \times 5,9356 \times 0,5} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1205 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

Spesifikasi evaporator I

Fungsi : Memekatkan larutan metil ester dan memisahkan metanol

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe Pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*

Volume tangki (V_T) : ##### ft³

Diameter tangki (D_T) : 155,6250 in

Diameter Luar (D_o) : 156,0000 in

Tebal Silinder (t_s) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (L_s)	:	17,5151	ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,1138	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	2,1917	ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	3,7436	ft
Tinggi tangki (H)	:	23,4505	ft

31. Kondensor (E - 151)

Fungsi : Mengkondensasi metanol recycle dari evaporator I.

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Rate massa : 7.803,2140 Kg

Direncanakan :

- Suhu bahan masuk shell = 117,85 °C
- Suhu bahan keluar shell = 117,85 °C
- Suhu air masuk = 27 °C
- Suhu air keluar = 100 °C
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft²°F

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 5.530,6692 Kg/jam
- = 12.192,8333 Lbm/jam
- Rate air = 39.106,0939 Kg/jam
- = 86.212,7290 Lbm/jam

Panas yang diserap air pendingin :

$$Q = m.C_p.\Delta T$$

$$\begin{aligned} \text{diketahui } C_p \text{ air} &= 0,9995 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \\ &= 39.106,0939 \times 0,9995 \times 73 \\ &= 2.853.317,4798 \text{ Kcal / jam} \\ &= 11.322.688,4121 \text{ BTU / jam} \end{aligned}$$

$$\Delta T_1 = 117,85 - 100 = 17,848 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 117,85 - 27 = 90,848 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \\ &= \frac{17,84821486 - 90,848}{\ln(17,84821 / 90,848)} \\ &= 44,8600 \text{ } ^\circ\text{C} = 112,747912 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{117,85 - 117,85}{27 - 100} = 0$$

$$S = \frac{100 - 27}{117,848 - 100} = 4,0900$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 1 \times 44,8600 \\ &= 44,8600 \text{ } ^\circ\text{C} = 112,7479 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$\begin{aligned}- t_c &= 0,5 \times (100 + 27) = 64 \text{ } ^\circ\text{C} \\ - T_c &= 0,5 \times (117,8482 + 117,85) = 117,848 \text{ } ^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart ^(Kern tabel 6.2 hal 110) yaitu : 4 x :
IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Bagian Annulus (Metanol)		Bagian Pipe (air)	
A_{an}	$= \frac{3,14}{JH} \frac{k}{dc} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0,14} \left(\frac{\mu}{\mu_r} \right)^{0,14} = 0,0218 \text{ } \left(\frac{ft^2}{ft} \right)$	A_p	$= 7,38 \text{ } in^2$ $= 0,0513 \text{ } ft^2$
dc	$= 1,14 \text{ } in = 0,0950 \text{ } ft$	a''	$= 0,9170 \text{ } ft^2/ft$
dc'	$= 0,58 \text{ } in = 0,0483 \text{ } ft$	di	$= 3,068 \text{ } in$ $= 0,2557 \text{ } ft$
		do	$= 3,5 \text{ } in$ $= 0,2917 \text{ } ft$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (Metanol)		Bagian Pipe (air)	
1. Menghitung N_{Re}		1'. Menghitung N_{Re}	
G_{an}	$= \frac{M}{A_{an}}$ $= \frac{12.192,8333}{0,0218}$ $= 559.161,7834$	G_p	$= \frac{M}{A_p}$ $= \frac{86.212,7290}{0,0513}$ $= 1.682.199,5899$
μ	$= 0,0006 \text{ } Kg/m.s$ $= 0,55008 \text{ } cp$	μ	$= 0,0007 \text{ } Kg/m.s$ $= 0,74 \text{ } cp$
N_{Re}	$= \frac{dc \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,0950 \times 559.161,7834}{0,26 \times 1.682.200}$	N_{Re}	$= \frac{di \times G_p}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,26 \times 1.682.200}{0,26 \times 1.682.200}$

$= \frac{0,55008}{2,42} \times 2,42$	$= 0,74 \times 2,42$
$= 233.696,2706$	$= 117.207,1301$
2. Mencari faktor panas	2.' Mencari faktor panas
Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :	Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :
$JH = 600 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$JH = 200 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
3. Mencari harga koefisien film	3. Mencari harga koefisien film
$C_p = 1,9300 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$	$k = 0,3623 \text{ (Kern, hal 800)}$
$= 16,8843 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$	$C_p = 1,0000 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$
$k = 0,124 \text{ (Kern, hal 800)}$	$= 8,7484 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$
$h_o =$	$h_i =$
$= 77.863,9330$	$= 8.891,3710$
	$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$
	$= 8.891,3710 \times \frac{3,0680}{3,5000}$
	$= 7793,9218$

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_x)

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

$$= \frac{7.794 \times 77.863,9330}{7.794 + 77.863,9330}$$

$$= 7084,7607 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan panas pipa terpakai (U_D)

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

$$0,001 = \frac{7.084,7607 - U_D}{7.084,7607 \times U_D}$$

$$7,0848 U_D = 7.084,7607 - U_D$$

$$U_D = 876,3105$$

Mencari Panjang Ekonomis

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{11.322.688,4121}{876,3105 \times 112,7479} \\
 &= 114,5996 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft² maka pemilihan DPHE tepat.

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a''} = \frac{114,5996}{0,9170} \\
 &= 124,9723 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Mencari harga L ekonomis :

l (ft)	n	L _{baru}	A _{baru}	U _{Dbaru}	RD _{baru}	Overdesign
12	5,20718 = 6	144	132,05	760,5175	0,0012	17,3746
15	4,16574 = 5	150	137,55	730,0968	0,0012	22,8533
20	3,12431 = 4	160	146,72	684,4658	0,0013	31,9845

Keterangan :

$$n = \frac{L}{2.l} ; L_{\text{baru}} = n \cdot 2.l ; A_{\text{baru}} = n \cdot L_{\text{baru}}$$

$$UD_{\text{baru}} = \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T_{LMTD}} ; RD_{\text{baru}} = \frac{U_c - U_{D \text{ baru}}}{U_c \times U_{D \text{ baru}}}$$

$$\text{Over design} = \frac{RD_{\text{baru}} - RD_{\text{ketetapan}}}{RD_{\text{ketetapan}}} \times 100\%$$

Diambil Over design terkecil yaitu 17,3746 % yaitu dengan panjang 12 ft dan hairpin sebanyak 6 buah

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
Mencari ΔP karena panjang pipa	Mencari ΔP pipa
$N_{Re} = 233.696,2706$	$N_{Re} = 117.207,1301$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{Re}^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,26}{N_{Re}^{0,42}}$
$= 0,0050$	$= 0,0055$
$\rho = 0,7867 \text{ Kg/L}$	$\rho = 1,0785 \text{ Kg/L}$
$= 786,7000 \text{ Kg/m}^3$	$= 1078,5256 \text{ Kg/m}^3$
$= 49,1120 \text{ Lbm/ft}^3$	$= 67,3300 \text{ Lbm/ft}^3$

$$\Delta P_p = \frac{4 f G_p^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 di} \times \frac{\rho}{144}$$

$$= 0,2609$$

Mencari ΔP karena panjang pipa

$$v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{559.161,7834}{3600 \times 49,1120}$$

$$= 3,1626 \text{ ft/detik}$$

$$\Delta P_n = n \times \left| \frac{v^2}{2 \cdot gc} \right| \times \frac{\rho}{144}$$

$$= 0,3181$$

$$\Delta P_{an} = \Delta P_1 + \Delta P_n$$

$$= 0,2609 + 0,3181$$

$$= 0,5790 < 10$$

(Memadai)

$$\Delta P_1 = \frac{4 f G_{an}^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 de} \times \frac{\rho}{144}$$

$$= 0,3580 < 10$$

(Memadai)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Condensor I

Fungsi : Mengkondensasi metanol recycle dari evaporator I.

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3" IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 5.530,6692 Kg/jam

Rate air : 39.106,0939 Kg/jam

Jumlah hair pin : 6 buah

Diameter luar pipa : 3,5 in = 0,0889 m

Diameter dalam pipa : 3,068 in = 0,0779 m

Panjang : 12 ft = 3,6576 m

Jumlah : 1 buah

32. *Centrifugal Pump (L - 152)*

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari *Centrifuge* II ke evaporator I

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate : 51.804,9301 Kg/jam =
114.209,1489 lbm/jam

Suhu operasi : 60 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan *Rate Volumetric*

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	1.272,0320	0,0246	0,9400	0,0567
FFA	544,9457	0,0105	0,9200	0,0567
Metil Ester	43.960,5479	0,8486	0,8700	0,0534
Gliserol	73,9428	0,0014	0,5381	0,0551
Metanol	5.929,4047	0,1145	0,7553	3,63E-04
KOH	18,7625	0,0004	2,0440	0,0069
Air	5,2946	0,0001	0,9940	4,69E-04
Jumlah	51.804,9301	1,0000	0,8591	0,0615

$$\text{Densitas} = 859,0808 \text{ Kg/m}^3 = 53,6305 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0615 \text{ Kg/m.s} = 0,0413 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Feed minyak}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{114209,1489 \text{ lbm/jam}}{53,6305 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 2129,5544 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0168 \text{ m}^3/\text{s} = 265,5199 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida V

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 859,08078 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar $2,9557 \text{ m/s}$

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} \text{Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} \\ &= \frac{0,0168 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9557 \text{ m/s}} = 0,0057 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \frac{0,0057}{0,25 \cdot 3,14} = 0,0850 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0850 \text{ m} \times 2,9557 \text{ m/s} \times 859,0808 \text{ Kg/m}^3}{0,0615 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3506,5732 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*

Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (14,3903)^{0,53} \times (859,1)^{-0,37} \\ &= 98,8670 \text{ mm} = 3,8924 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Diameter dalam pipa (D_i)

Standarisasi D_i menggunakan Appendix A-5 ^(Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa $4,026 \text{ in}$ in schedule number 40

$$\begin{aligned} D_i &= 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m} \\ D_o &= 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m} \\ A &= 8,219\text{E-}03 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

a Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi D_i

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0168 \text{ m}^3/\text{s}}{8,22\text{E-}03 \text{ m}^2} = 2,0380 \text{ m/s}$$

a Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,1023 \text{ m} \times 2,0380 \text{ m/s} \times 859,0808 \text{ Kg/m}^3}{6,153\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 2910,0099 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : laminar

a Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Fanning friction factor (f)} &= 16 : N_{re} \\ &= 0,0055 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari *Centrifuge* II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{2,0380^2}{2 \times 1} \right| = 1,1423 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0055 \times 15 \times 2,0380^2}{0,1023 \times 2} \\ &= 6,6999 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{2,0380^2}{2} \right| = 6,2305 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{2,0380^2}{2} \right| = 0,3531 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke evapoator I

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,0380^2}{2 \times 1} \right| = 2,0768 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *friktional loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,1423 + 6,6999 + 6,230 + 0,3531 \\ &\quad + 2,0768 \\ &= 16,5025 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Direncanakan :

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m
- Diameter pipa masuk dan keluarnya dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0 \text{ 1 berdasarkan persamaan}$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha =$

Bernauli (Geankoplis. 1997), maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 16,5025 &= W_s \\ W_s &= -114,5690 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

$$= -114,5690 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{114,5690}{9,8067} = 11,6828 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 188 (Coulson and Richardson. 1993) dapat disimpulkan bahwa :

Untuk Rate Volumetrik : 0,0168 m³/jam

Head Pump : 11,6828 m

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 2129,5544 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 265,5199 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 58,0\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{114,5690}{58,0\%} = 197,5327 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} = 14,3903 \text{ Kg/s}$$

$$= 197,5327 \text{ J/Kg} \times 14,3903 \text{ Kg/s}$$

$$= 2842,546921 \text{ J/s}$$

$$= 2842,546921 \text{ Watt}$$

$$= 3,812 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari Centrifuge II ke evaporator I

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi	:	58%
Daya pompa	:	4 hp
Diameter Dalam pipa	:	0,1023 m
Diameter Luar pipa	:	0,1023 m
Kapasitas pompa	:	0,1143 gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Jumlah	:	1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe	:	SS Pump C25057BSD1
Maximum Flow	:	2 - 245 gpm
HP Required	:	4hp
Inlet Connection Type	:	FNPT
Inlet	:	2 in
Outlet Connection Type	:	FNPT
Outlet	:	1,50 in
Voltage	:	230
Phase	:	3
Speed	:	3450 RPM
Material	:	Stainless steel
Viscosity	:	3.20 cp 40.00 ssu
Mechanical Seal Type:	:	Single stage



33. *Centrifuge III (H - 153)*

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Memisahkan campuran minyak dan metil ester yang keluar dari reaktor Tranesterifikasi dari glyserol sebagai hasil samping
Tipe	:	<i>Hidrocyclone-centrifuge</i>
Suhu Operasi	:	60 °C (suhu bahan keluar reaktor)

Tekanan : 1 atm
 Waktu Tinggal : 5 menit
 Jumlah : 1 buah

B. Dasar Perancangan

Feed masuk = 64.048,6035 Kg/jam
 = 141.201,5512 lbm/jam = 2.353,36 lbm/s

Dari GG Brow hal 259 diperoleh data sebagai berikut :

Diameter gasket = 30 in
 Kecepatan putar = 1200 rpm

Menentukan power yang dibutuhkan

Power yang dibutuhkan ;

$$Hp = 5,167 \times 1,E-09 \times G \times R^2 \times rpm^2$$

Dimana :

Hp = power teoris

G = through put, lb/menit

R = jari-jari silinder = 15 in = 1,25 ft

rpm = kecepatan putar (rpm)

Sehingga

$$Hp = 5,167 \times 1,E-09 \times 2353,35919 \times |1,25|^2 \times |1200|$$

$$= 27,3596 \text{ hp}$$

Efisiensi mekanis = 80%

$$\text{Jadi power motor} = \frac{27,3596}{80\%}$$

$$= 34,1995 \text{ hp} \approx 35 \text{ hp}$$

Spesifikasi Centrifuge III

Fungsi : Memisahkan campuran minyak dan metil ester yang keluar dari reaktor Tranesterifikasi dari glyserol sebagai hasil samping

Tipe : Hidrocyclone-centrifuge

Diameter gasket : 30 in
 Kecepatan putar : 1200 rpm
 Daya : 35 HP
 Jumlah : 1 buah

34. Cooler (E - 154)

Fungsi : Mendinginkan methanol recycle dari evaporator I

Tipe : *Shell and Tube*

Asumsi :

- Ukuran tube : 3/4 " OD 18 BWG panjang 16 ft
- Susunan tube : Segitiga
- Pitch : 1 "
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft² oF
- ΔP shell = 10 psi
- ΔP tube = 10 psi

Diketahui :

- Suhu bahan masuk shell = 117,848 °C
- Suhu bahan keluar shell = 30 °C
- Suhu air masuk tube = 27 °C
- suhu air keluar tube = 100 °C

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 5.530,6692 Kg/jam
= 12.192,8333 Lbm/jam
- Air pendingin = 6.862,9619 Kg/jam
= 15.129,9865 Lbm/jam

Panas yang diserap air pendingin :

$$Q = m.C_p.\Delta T$$

$$\text{diketahui } C_p \text{ air} = 0,9995 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$= 5.530,6692 \times 0,9995 \times 73$$

$$= 403.536,9822 \text{ Kcal / jam}$$

$$= 1.601537,2309 \text{ BTU/jam}$$

$$\Delta T_1 = 117,848 - 100 = 17,8482 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 30 - 27 = 3 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

$$= \frac{17,8482 - 3}{\ln(17,8482 / 3)}$$

$$= 8,3263 \text{ }^\circ\text{C} = 46,9873 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{117,848 - 30}{100 - 27} = 1,2034$$

$$S = \frac{100 - 27}{117,848 - 100} = 4,0900$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\Delta T = F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}}$$

$$= 1 \times 8,3263$$

$$= 8,3263 \text{ }^\circ\text{C} = 46,9873 \text{ }^\circ\text{F}$$

Menghitung suhu kalorik

$$t_c = 0,5 \times (27 + 100) = 63,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_c = 0,5 \times (117,8482 + 117,848) = 117,848 \text{ }^\circ\text{C}$$

Mencari IDs dengan cara Trial UD

Bahan yang didinginkan terdiri atas sebagian besar gliserol (light organic)

Maka dari Kern tabel 8 hal 840 didapat :

$$UD = 75 - 150 \text{ Btu/j.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Trial UD} = 100 \text{ Btu/j.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$= \frac{1.601.337,2309}{100 \times 46,9873}$$

$$= 340,8019 \text{ ft}^2$$

Dari kern tabel 10 didapat $a'' = 0,1963$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times 1}$$

$$= \frac{340,8019}{0,1963 \times 16}$$

$$= 108,5080$$

N_t hasil trial distandardkan dengan Kern, tabel 9 hal 842 didapatkan N_t

standart = 52 ; IDs = 10 in

$$\text{UD koreksi} = \frac{N_t}{N_{t_{\text{standart}}}} \times \text{UD trial}$$

$$= \frac{108,5080}{52} \times 100$$

$$= 208,6692 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

UD koreksi memenuhi karena masih masuk dalam range

100-150 Btu/j.ft².°F

Menentukan jarak antar baffle

Ketetapan : B = (1/5 sampai 1) IDs

Maka dipilih B = 6

$$N + 1 = \frac{1 \times 12}{B}$$

$$= \frac{16 \times 12}{6}$$

$$= 32$$

Diameter ekivalen (d_e) = 0,73 in

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Tipe HE : 1 - 2

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Air)
IDs = 10 in	do = 3/4 in
n' = 1	di = 0,6520 in
de = 0,73 in = 0,0608 ft	= 0,0543 ft
B = 6	a' = 0,334 in ²
	a" = 0,1963 ft ² /ft
	l = 16
	n = 2
	P _T = 1
	C' = P _T - 3/4
	= 1 - 0,75
	= 0,25 in
	Nt standart = 52
	Susunan segitiga
	10 BWG

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (air)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$a_s = \frac{IDs \times B \times C'}{n' \times P_T \times 144}$	$a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$
$= \frac{10 \times 6 \times 0,25}{1 \times 1 \times 144}$	$= \frac{52 \times 0,334}{2 \times 144}$

$$= 0,1042 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{m}{a_s} = \frac{12.192,8333}{0,1042}$$

$$= 117.051,2000 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

$$\mu = 5,5E-04 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 0,5501 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0608 \times 117.051,2000}{0,5501 \times 2,42}$$

$$= 2.610,5195$$

2. Mencari faktor panas (JH)

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 35 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,9301 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$$

$$= 8,1365 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,102 \text{ (Kern, hal 800)}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$h_o = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 2.483,8700 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 0,0603 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{15.129,99}{0,0603}$$

$$= 250.888,7676$$

$$\mu = 0,0140 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 14 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i \times G_t}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0543 \times 250.888,77}{14 \times 2,42}$$

$$= 402,350149$$

2.' Mencari faktor panas

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 10 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$k = 0,3623 \text{ (Kern, hal 800)}$$

$$C_p = 1,0000 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$$

$$= 8,7484 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$h_i = JH \frac{k}{d_i} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 5.574,1494$$

$$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$$

$$= 5.574,1494 \times \frac{0,6520}{0,7500}$$

$$= 4845,79385$$

Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$= \frac{4.845,7938 \times 2.483,8700}{4.845,7938 + 2.483,8700}$$

$$= 1642,1384 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$RD = \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}} = \frac{1.642,1384 - 208,6692}{1.642,1384 \times 208,6692}$$

$$= 0,00418331 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$RD > RD$ tetapan maka memenuhi syarat

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
$N_{Re} = 2.610,5195$	$N_{Re} = 402,3501$
$f = 0,0005$ (Kern, hal 839)	$f = 0,0003$ (Kern, hal 839)
Menghitung ΔP karena panjang shell	Menghitung ΔP karena panjang tube
$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g \times \phi_s}$	$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times l \times n}{5,22 \times 10^{10} \times d_i \times S_g \times \phi_s}$
$= 0,0575 < 10$ (Memadai)	$= 0,0022$
	Menghitung ΔP karena tube <i>passes</i>
	$v = \frac{G_t}{3600 \times 62,5}$
	$= \frac{250.888,7676}{3600 \times 62,5}$
	$= 1,1151 \text{ ft/detik}$
	$\Delta P_n = \frac{4 \cdot n}{s} \times \left \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \right \times \frac{\rho}{144}$

	= 0,0067
ΔP_T	= $\Delta P_1 + \Delta P_n$
	= 0,0022 + 0,0067
	= 0,0089 < 10
	(Memadai)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Cooler IV

Fungsi : Mendinginkan methanol recycle dari evaporator I

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 5.530,6692 Kg/jam

Rate Steam : 6.862,9619 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 10 in = 0,2540 m

Jarak antar *baffle* = 6 in = 0,1524 m**Bagian Tube**

Jumlah Tube = 52 buah

Diameter luar (do) = 3/4 in = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,6520 in = 0,0166 m

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

35. Evaporator II (V-160)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Memekatkan larutan gliserol dan memisahkan metanol

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Allowable stress (f) : 18750

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*

Faktor korosi (C) : $1/16 \text{ in} = 0,0625 \text{ in}$

Faktor pengelasan (E) : 0,85

L/D : 1,5 (Ulrich, 1984)

Waktu tinggal : 1 jam

Kompisisi masuk : 12243,6733 Kg/jam
= 26992,82027 lbm/jam

Suhu operasi : 27°C

Tekanan operasi : $1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$

Jumlah storage : 1 buah

B. Perhitungan luas pemanas

Dari Appendix B diperoleh

$$Q = 4898929,311 \text{ W}$$

$$U = 1704 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\Delta T = 35$$

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T} = \frac{4898929,311}{1704 \times 35,000}$$

$$= 82,14167188 \text{ m}^2 = 884,1440949 \text{ ft}^2$$

C. Menentukan Volume Larutan (V_L)

d Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Data densitas dan viskositas diperoleh dari Perry's 8th. 2008 dan

Geankoplis.1997

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	m (Kg/m.s)
Metil ester	444,0459	0,0363	0,8700	5,34E-02

Metanol	8.188,2255	0,6688	0,7553	3,63E-04
gliserol	3.140,9630	0,2565	0,5381	5,51E-02
KOH	299,2455	0,0244	2,0440	6,90E-03
Air	171,1934	0,0140	0,9940	4,69E-04
Total	12.243,6733	1,0000	0,7386	1,65E-02

$$\text{Densitas campuran} = 738,6 \text{ Kg/m}^3 = 46,1080 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 1,11\text{E-}02 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan Rate Volumetric pada Mixer II

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate Feed masuk}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{26.992,8203 \text{ lbm/jam}}{46,1080 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 585,4262 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

4 Menentukan Volume Larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam Mixer I per} & \quad 60 \text{ menit waktu operasi} \\ &= 585,4262 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam} \\ &= 585,4262 \text{ ft}^3 = 4.379,5738 \text{ galon} \end{aligned}$$

D. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

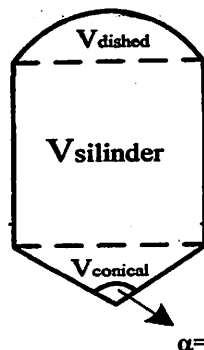
$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% V_T + 585,4262 \text{ ft}^3$$

$$80\% V_T = 585,4262 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 731,7828 \text{ ft}^3 = 20,7219 \text{ m}^3$$

E. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$V_{\text{dished}} = \frac{\pi}{3} H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$V_{\text{conical}} = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$+ V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

$$\begin{aligned} \text{adalah } L_s/D_T &= 1,5 && \text{(Ulrich, 1984)} \\ 731,7828 \text{ ft}^3 &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,5D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3) \\ &+ \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right| \\ \text{dimana } \alpha \text{ dari } \textit{conical dished} &= 120 \\ \tan 1/2 \alpha &= 1,7321 \\ 731,7828 \text{ ft}^3 &= 1,1775 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 + 0,0755 D_T^3 \\ 731,7828 \text{ ft}^3 &= 1,3377 D_T^3 \\ D_T^3 &= 547,0314 \text{ ft}^3 \\ D_T &= 8,1784 \text{ ft} \\ &= 2,4928 \text{ m} = 98,1413 \text{ in} \end{aligned}$$

F. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder
maka :

$$\begin{aligned} \text{Vol}_{\text{Liquid}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} \\ V_L &= \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls} \\ 585,4262 \text{ ft}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times \left| \frac{8,1784^3}{24 \times 1,7321} \right| + 0,25 \times \pi \times 8,1784^2 \times L_{ls} \\ L_{ls} &= 10,3627 \text{ ft} \\ &= 3,1586 \text{ m} = 124,3536 \text{ in} \end{aligned}$$

G. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$\begin{aligned} P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \quad \text{(Geankoplis, 1997)} \\ &= \frac{46,1080 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 10,3627 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\ &= 3,3181 \text{ psia} \\ P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 3,3181 + 14,696 = 14,696 \end{aligned}$$

$$= 3,3181 \text{ psig}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*

Allowable stress (f) : 18750 lb/in²

Faktor pengelasan (E) : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Standarisasi ts : ts < 5/8 in (Hesse.1984)

$$ts = \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{3,3181 \times 98,1413}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 3,3181)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0727 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \quad (3/16) = 0,0048 \text{ m}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

($ts_{\text{rancangan}} < ts_{\text{standart}}$)

H. Menentukan Standarisasi Do

$$D_o = D_T + (2 \times ts)$$

$$= 98,1413 + 0,3750 = 98,5163 \text{ in} = 2,5023 \text{ m}$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 102 \text{ in} = 2,5908 \text{ m}$$

$$icr = 6 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$r = 96 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_T = D_o - (2 \times ts)$$

$$= 102 - 0,3750$$

$$= 101,6250 \text{ in} = 8,4688 \text{ ft} = 2,5813 \text{ m}$$

Pengecekan terhadap Ls/D_i

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot Ls) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$731,7828 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot Ls) + (0,0755 \cdot D_T^3) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$731,7828 \text{ ft}^3 = 56,3000 \text{ Ls} + 51,4448 + 45,8779$$

$$\text{Ls} = 11,2693 \text{ ft} = 3,4349 \text{ m}$$

$$\frac{\text{Ls}}{\text{Di}} = \frac{11,2693 \text{ ft}}{8,4688 \text{ ft}} = 1,3307 \text{ b(Memenuhi)}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

h_a : Tinggi tutup atas *standart dished* (ft)

h_b : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)

L_s : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$h_a = 0,169 \times D_T \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= 0,169 \times 8,4688 \text{ ft}$$

$$= 1,4312 \text{ ft} = 0,4362 \text{ m} = 17,1746 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 8,4688 \text{ ft}}{1,7321}$$

$$= 2,4446 \text{ ft} = 0,7451 \text{ m} = 29,3361 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$H = h_a + h_b + L_s$$

$$= 1,4312 + 2,4446 + 11,2693 = 15,1451 \text{ ft}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$t_{ha} = \frac{0,855 \times \text{Pi} \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \text{Pi})} + C$$

$$= \frac{0,855 \times 3,14159 \times 101,6250}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 3,14159} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0812 \text{ in}$$

$$= 0,0021 \text{ m}$$

J. Menentukan tebal tutup bawah

$$t_{hb} = \frac{\text{Pi} \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2 \alpha} + C$$

dimana $d_e = D_T = 101,6250 \text{ in}$
 $\cos 1/2 \alpha = 0,5$

$$= \frac{3,3181 \times 101,6250}{2 \times 18750 - 0,6 \times 3,3181 \times 0,5} +$$

$$= 0,0837 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

Spesifikasi evaporator II

Fungsi	: Memekatkan larutan gliserol dan memisahkan metanol
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical dished</i> dengan sudut puncak 120°
Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: <i>Single Welding Butt Joint without backing up Strip</i>
Volume tangki (V_T)	: 731,7828 ft ³
Diameter tangki (D_T)	: 101,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 102,0000 in
Tebal Silinder (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 11,2693 ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,0812 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 1,4312 ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	: 0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	: 2,4446 ft
Tinggi tangki (H)	: 15,1451 ft

36. Kondensator(E - 161)

Fungsi : Mengkondensasi metanol recycle dari evaporator II

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Rate massa : 7.803,2140 Kg

Direncanakan :

- Suhu bahan masuk shell = 100,76 °C
- Suhu bahan keluar shell = 100,76 °C
- Suhu air masuk = 27 °C
- Suhu air keluar = 90 °C
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft²°F

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 7.803,2140 Kg/jam
= 17.202,8527 Lbm/jam
- Rate air = 64.282,4499 Kg/jam
= 141.716,1594 Lbm/jam

Panas yang diserap air pendingin :

$$Q = m.C_p.\Delta T$$

$$\text{diketahui } C_p \text{ air} = 0,9995 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$= 64.282,4499 \times 0,9995 \times 63$$

$$= 4.047.769,4478 \text{ Kcal / jam}$$

$$= 16.062.577,1738 \text{ BTU / jam}$$

$$\Delta T_1 = 100,76 - 90 = 10,762 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 100,76 - 27 = 73,762 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)}$$

$$\begin{aligned}
 &= 10,7622949 - 73,762 \\
 &= \ln (10,7623 / 73,762) \\
 &= 32,7307 \text{ } ^\circ\text{C} = 90,9152463 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$R = \frac{100,76 - 100,76}{27 - 90} = 0$$

$$S = \frac{90 - 27}{100,762 - 90} = 5,8538$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\
 &= 1 \times 32,7307 \\
 &= 32,7307 \text{ } ^\circ\text{C} = 90,9152 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$t_c = 0,5 \times (90 + 27) = 59 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_c = 0,5 \times (100,762 + 100,76) = 100,762 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart ^(Kern tabel 6.2 hal 110) yaitu : 4 x 3 "

IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Bagian Annulus (Metanol)	Bagian Pipe (air)
$A_{an} = 3,14 \text{ in}^2 = 0,0218 \text{ ft}^2$	$A_p = 7,38 \text{ in}^2$
$d_e = 1,14 \text{ in} = 0,0950 \text{ ft}$	$= 0,0513 \text{ ft}^2$
$d_e' = 0,58 \text{ in} = 0,0483 \text{ ft}$	$a'' = 0,9170 \text{ ft}^2/\text{ft}$
	$d_i = 3,068 \text{ in}$
	$= 0,2557 \text{ ft}$
	$d_o = 3,5 \text{ in}$
	$= 0,2917 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (Metanol)	Bagian Pipe (air)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$G_{an} = \frac{M}{A_{an}}$ $= \frac{17.202,8527}{0,0218}$ $= 788.920,6311$	$G_p = \frac{M}{A_p}$ $= \frac{141.716,1594}{0,0513}$ $= 2.765.193,3548$
$\mu = 0,0111 \text{ Kg/m.s}$ $= 11,0721 \text{ cp}$	$\mu = 0,0007 \text{ Kg/m.s}$ $= 0,74 \text{ cp}$
$N_{Re} = \frac{d_e \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,0950 \times 788.920,6311}{11,0721 \times 2,42}$ $= 16.381,1096$	$N_{Re} = \frac{d_i \times G_p}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,26 \times #####}{0,74 \times 2,42}$ $= 192.664,6394$
2. Mencari faktor panas	2.' Mencari faktor panas
Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :	Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :
$JH = 600 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$	$JH = 200 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$
3. Mencari harga koefisien film	3. Mencari harga koefisien film
$C_p = 1,9300 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$ $= 16,8843 \text{ BTU/lbm °F}$	$C_p = 1,0000 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$ $= 8,7484 \text{ BTU/lbm °F}$
$k = 0,124 \text{ (Kern, hal 800)}$	$k = 0,3623 \text{ (Kern, hal 800)}$
$h_o = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 211.805,7614$	$h_i = JH \frac{k}{d_i} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 8.891,3710$

	$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$ $= 8.891,3710 \times \frac{3,0680}{3,5000}$ $= 7793,9218$
--	--

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_c)

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

$$= \frac{7.794 \times 211.805,7614}{7.794 + 211.805,7614}$$

$$= 7517,3038 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari tahanan panas pipa terpakai (U_D)

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

$$0,001 = \frac{7.517,3038 - U_D}{7.517,3038 \times U_D}$$

$$7,5173 U_D = 7.517,3038 - U_D$$

$$U_D = 882,5920$$

Mencari Panjang Ekonomis

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{16.062.577,1738}{882,5920 \times 90,9152}$$

$$= 200,1790 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft² maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{200,1790}{0,9170} = 218,2977 \text{ ft}$$

Mencari harga L ekonomis :

l (ft)	n	L _{baru}	A _{baru}	U _{Dbaru}	RD _{baru}	Overdesign
12	9,09574 = 10	240	220,08	802,7826	0,0011	11,26
15	7,27659 = 8	240	220,08	802,7826	0,0011	11,26
20	5,45744 = 6	240	220,08	802,7826	0,0011	11,26

Keterangan :

$$n = \frac{L}{2.l} ; L_{baru} = n \cdot 2.l ; A_{baru} = i'' \cdot L_{baru}$$

$$UD_{baru} = \frac{Q}{A_{baru} \times \Delta T_{LMTD}} ; RD_{baru} = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_r}$$

$$\text{Over design} = \frac{RD_{baru} - RD_{ketetapan}}{RD_{ketetapan}} \times 100\%$$

Diambil Over design terkecil yaitu 11,2641 % yaitu dengan panjang pipa 12 ft dan hairpin sebanyak 10 buah

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
Mencari ΔP karena panjang pipa	Mencari ΔP pipa
N _{Re} = 16.381,1096	N _{Re} = 192.664,6394
f = 0,0035 + $\frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$	f = 0,0035 + $\frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$
= 0,0080	= 0,0051
ρ = 0,7867 Kg/L	ρ = 1,0785 Kg/L

$= 786,7000 \text{ Kg/m}^3$	$= 1078,5256 \text{ Kg/m}^3$
$= 49,1120 \text{ Lbm/ft}^3$	$= 67,3300 \text{ Lbm/ft}^3$
$\Delta P_p = \frac{4 f G_p^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 di} \times \frac{\rho}{144}$	$\Delta P_i = \frac{4 f G_m^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 de} \times \frac{\rho}{144}$
$= 0,8346$	$= 0,9019 < 10$
Mencari ΔP karena panjang pipa	(Memadai)
$v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$	
$= \frac{788.920,6311}{3600 \times 49,1120}$	
$= 4,4621 \text{ ft/detik}$	
$\Delta P_n = n \times \left \frac{v^2}{2 \cdot gc} \right \times \frac{\rho}{144}$	
$= 1,0553$	
$\Delta P_{an} = \Delta P_i + \Delta P_n$	
$= 0,8346 + 1,0553$	
$= 1,8899 < 10$	
(Memadai)	

Spesifikasi alat :

Nama alat : Condensor I

Fungsi : Mengkondensasi metanol recycle dari evaporator II

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3" IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 7.803,2140 Kg/jam

Rate air : 64.282,4499 Kg/jam

Jumlah hair pin : 10 buah

Diameter luar pipa : 3,5 in = 0,0889 m

~~Diameter dalam pipa : 3,068 in = 0,0779 m~~

Panjang : 12 ft = 3,6576 m

Jumlah : 1 buah

37. *Centrifugal Pump (L - 162)***A. Dasar Perancangan**

Fungsi : Mengalirkan larutan gliserol dari evaporator II ke storage gliserol

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate : 4.440,4594 Kg/jam =
9.789,4368 lbm/jam

Suhu operasi : 60 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Metil ester	444,0459	0,0363	0,8700	0,0534
Metanol	8.188,2255	0,6688	0,7553	0,0004
gliserol	3.140,9630	0,2565	0,5381	0,0551
KOH	299,2455	0,0244	2,0440	0,0069
Air	171,1934	0,0140	0,9940	0,0005
Jumlah	12.243,6733	1,0000	0,7386	0,0165

$$\text{Densitas} = 738,5806 \text{ Kg/m}^3 = 46,1080 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0165 \text{ Kg/m.s} = 0,0111 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Feed minyak}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{9789,4368 \text{ lbm/jam}}{46,1080 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 212,3155 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\sqrt[3]{0,0017 \text{ m}^3/\text{s}} = 26,4722 \text{ gpm}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 738,58064 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 3,0465 m/s

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} \text{Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} \\ &= \frac{0,0017 \text{ m}^3/\text{s}}{3,0465 \text{ m/s}} = 0,0005 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \frac{\sqrt{0,0005}}{0,25 \cdot 3,14} = 0,0264 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{0,0264 \text{ m} \times 3,0465 \text{ m/s} \times 738,581 \text{ Kg/m}^3}{0,0165 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3608,6751 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*

Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (1,2335)^{0,53} \times (738,6)^{-0,37} \\ &= 28,4352 \text{ mm} = 1,1195 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 1,38 in schedule number 40

$$Di = 1,38 \text{ in} = 0,0351 \text{ m}$$

$$Do = 1,660 \text{ in} = 0,0422 \text{ m}$$

$$A = 9,648E-04 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0017 \text{ m}^3/\text{s}}{9,65\text{E-}04 \text{ m}^2} = 1,7310 \text{ m/s}$$

d Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0351 \text{ m} \times 1,7310 \text{ m/s} \times 738,581 \text{ Kg/m}^3}{1,648\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 2719,7036$$

Jenis Aliran : laminar

d Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Fanning friction factor } (f) &= 16 : N_{re} \\ &= 16 : 2719,7036 \\ &= 0,0059 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari *Centrifuge* II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,7310^2}{2 \times 1} \right| = 0,8240 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0059 \times 15 \times 1,7310^2}{0,0351 \times 2}$$

$$= 15,0863 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{1,7310^2}{2} \right|$$

$$= 4,4944 \quad \text{J/Kg}$$

4. Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{1,7310^2}{2} \right|$$

$$= 0,2547 \quad \text{J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke evapoator II

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha \equiv 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,7310^2}{2 \times 1} \right| = 1,4981 \quad \text{J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,8240 + 15,0863 + 4,494 + 0,2547 \\ &\quad + 1,4981 \\ &= 22,1575 \quad \text{J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Direncanakan :

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m
- Diameter pipa masuk dan keluardianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0 \quad \text{dan} \quad v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan

Bernaulli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 22,1575 = W_s$$

$$\begin{aligned} W_s &= -120,2240 \text{ J/Kg} \\ &= -120,2240 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{120,2240}{9,8067} = 12,2594 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 188 (Coulson and Richardson. 1993) dapat disimpulkan bahwa :

Untuk	Rate Volumetrik	:	0,0017	m ³ /jam
	<i>Head Pump</i>	:	12,2594	m

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 212,3155 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 26,4722 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 18,0\%$$

Shaft work (Wp) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{120,2240}{18,0\%} = 667,9111 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} = 1,2335 \text{ Kg/s}$$

$$= 667,9111 \text{ J/Kg} \times 1,2335 \text{ Kg/s}$$

$$= 823,8422687 \text{ J/s}$$

$$= 823,8422687 \text{ Watt}$$

$$= 1,105 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan larutan gliserol dari evaporator II ke storage gliserol

Tipe : *Centrifugal Pump*

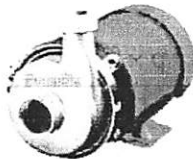
Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi	:	18%
Daya pompa	:	1 hp
Diameter Dalam pipa	:	0,0351 m
Diameter Luar pipa	:	0,0422 m
Kapasitas pompa	:	26,4722 gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Jumlah	:	1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type	:	AC5 Horizontal centrifugal pump
Maximum Flow	:	12-114 gpm
HP Standard	:	1hp
Inlet Connection Type	:	Flange
Inlet	:	2,00 in
Outlet Connection Type	:	Flange
Outlet	:	1,25 in
Voltage	:	230/460
Phase	:	1
Speed	:	3450 RPM
Material	:	Stainless Steel Grade 316
Viscosity	:	1.00 cp 31.00 ssu
Mechanical Seal Type:	:	Single Stage



38. Cooler (E - 163)

Fungsi : Mendinginkan gliserol dari evaporator II ke storage gliserol

Tipe : *Shell and Tube*

Asumsi :

- Ukuran tube : 3/4 " OD 18 BWG panjang 16 ft
- Susunan tube : Segitiga
- Pitch : 1 "
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft² oF
- ΔP shell = 10 psi
- ΔP tube = 10 psi

Diketahui :

- Suhu bahan masuk shell = 100,76 °C
- Suhu bahan keluar shell = 30 °C
- Suhu air masuk tube = 27 °C
- suhu air keluar tube = 80 °C

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 4.440,4594 Kg/jam
= 9.789,3725 Lbm/jam
- Air pendingin = 3.563,6353 Kg/jam
= 7.856,3389 Lbm/jam

Panas yang diserap air pendingin :

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\begin{aligned} \text{diketahui } C_p \text{ air} &= 0,9995 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \\ &= 4.440,4594 \times 0,9995 \times 53 \\ &= 235.226,6751 \text{ Kcal / jam} \\ &= 933.439,1871 \text{ BTU / jam} \end{aligned}$$

$$\Delta T_1 = 100,762 - 80 = 20,762 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 30 - 27 = 3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta T_1 \cdot \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \\ &= \frac{20,7622949 \cdot 3}{\ln(20,7623 / 3)} \\ &= 9,1817 \text{ } ^\circ\text{C} = 48,5271 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{100,76 - 30}{80 - 27} = 1$$

$$S = \frac{80 - 27}{100,76 - 80} = 2,5527$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\Delta T = F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}}$$

$$= 1 \times 9,1817$$

$$= 9,1817 \text{ } ^\circ\text{C} = 48,5271 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung suhu kalorik

$$- t_c = 0,5 \times (27 + 80) = 54 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$- T_c = 0,5 \times (100,762 + 100,76) = 100,76 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Mencari IDs dengan cara Trial UD

Bahan yang didinginkan terdiri atas sebagian besar gliserol (light organic)

Maka dari Kern tabel 8 hal 840 didapat :

$$UD = 75 - 150 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Trial UD} = 100 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$= \frac{933.439,1871}{100 \times 48,5271}$$

$$= 192,3542 \text{ ft}^2$$

Dari kern tabel 10 didapat a" = 0,1963

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= \frac{192,3542}{0,1963 \times 16}$$

$$= 61,2437$$

Nt hasil trial distandardkan dengan Kern, tabel 9 hal 842 didapatkan Nt

standart = 82 ; IDs = 12 in

$$\text{UD koreksi} = \frac{N_t}{N_{t_{\text{standart}}}} \times \text{UD trial}$$

$$= \frac{61,2437}{82} \times 100$$

$$= 74,6874 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

UD koreksi memenuhi karena masih masuk dalam range 100 - 150

Menentukan jarak antar baffle

Ketetapan : B = (1/5 sampai 1) IDs

Maka dipilih B = 6

$$N + 1 = \frac{l \times 12}{B}$$

$$= \frac{16 \times 12}{6}$$

$$= 32$$

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Tipe HE : 1 - 2

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Air)
IDs = 12 in	do = 3/4 in
n' = 1	di = 0,6520 in
de = 0,73 in = 0,0608	= 0,0543 ft
B = 6 ft	a' = 0,334 in ²
	a'' = 0,1963 ft ² /ft
	l = 16
	n = 2
	P _T = 1
	C' = P _T - 3/4
	= 1 - 0,75
	= 0,25 in
	Nt standart = 82
	Susunan scgitiga
	10 BWG

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$a_s = \frac{IDs \times B \times C'}{n' \times P_T \times 144}$	$a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$
$= \frac{12 \times 6 \times 0,25}{1 \times 1 \times 144}$	$= \frac{82 \times 0,334}{2 \times 144}$
$= 0,1250 \text{ ft}^2$	$= 0,0951 \text{ ft}^2$

$$G_s = \frac{m}{a_s} = \frac{9.789,3725}{0,1250}$$

$$= 78.314,9803 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

$$\mu = 1,1E-02 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 11,072 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0608 \times 78.314,9803}{11,072 \times 2,42}$$

$$= 86,7744$$

2. Mencari faktor panas (JH)

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 35 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 3,4001 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$$

$$= ##### \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,102 \text{ (Kern, hal 800)}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$h_o = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 10.408,5480 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{7.856,3389}{0,0951}$$

$$= 82.613,7575$$

$$\mu = 0,0140 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 14 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i \times G_t}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0543 \times 82.613,7575}{14 \times 2,42}$$

$$= 132,487628$$

2.' Mencari faktor panas

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 10 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$k = 0,3623 \text{ (Kern, hal 800)}$$

$$C_p = 1,0000 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$$

$$= 8,7484 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$h_i = JH \frac{k}{d_i} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 5.574,1494$$

$$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$$

$$= 5.574,1494 \times \frac{0,6520}{0,7500}$$

$$= 4845,79385$$

Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$= \frac{4.845,7938 \quad \times \quad 10.408,5480}{4.845,7938 \quad + \quad 10.408,5480}$$

$$= 3306,4473 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$RD = \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}} = \frac{3.306,4473 \quad - \quad 74,6874}{3.306,4473 \quad \times \quad 74,6874}$$

$$= 0,0130867 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

RD > RD tetapan maka memenuhi syarat

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (air)
$N_{Re} = 86,7744$ $f = 0,0005$ (Kern, hal 839)	$N_{Re} = 132,4876$ $f = 0,0003$ (Kern, hal 836)
Menghitung ΔP karena panjang shell	Menghitung ΔP karena panjang tube
$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g \times \phi_s}$ $= 0,0309 < 10$ <p>(Memadai)</p>	$\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times l \times n}{5,22 \times 10^{10} \times d_i \times S_g \times \phi_s}$ $= 0,0002$
	Menghitung ΔP karena tube passes
	$v = \frac{G_t}{3600 \times 62,5}$ $= \frac{82.613,7575}{3600 \times 62,5}$ $= 0,3672 \text{ ft/detik}$
	$\Delta P_n = \frac{4 \cdot n}{s} \times \left \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \right \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0007$
	$\Delta P_T = \Delta P_1 + \Delta P_n$

	= 0,0002 + 0,0007
	= 0,0010 < 10
	(Memadai)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Cooler IV

Fungsi : Mendinginkan gliserol dari evaporator II ke storage gliserol

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4.440,4594 Kg/jam

Rate Steam : 3.563,6353 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 12 in = 0,3048 m

Jarak antar *baffle* = 6 in = 0,1524 m**Bagian Tube**

Jumlah Tube = 82 buah

Diameter luar (do) = 3/4 in = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,6520 in = 0,0166 m

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

39. *Storage Glycerol (F - 164)*

†

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Menyimpan Glycerol sebagai produk samping
Tipe	:	<i>Flat tank</i> (tangki vertikal dengan tutup berbentuk datar)
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
<i>Allowable stress (f)</i>	:	18750
Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
Faktor korosi (c)	:	1/16 in = 0,0625 in
Faktor pengelasan (E)	:	0,8
Waktu tinggal	:	7 hari
Kapasitas	:	12243,67335 Kg/jam
Densitas	:	1,1968 Kg/L = 1196,8 Kg/m ³
	=	74,7136 lbm/ft ³ (Schoeder Method)
L/D	:	2 (Ulrich, 1984)
Suhu operasi	:	27 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Jumlah storage	:	2 buah

B. Menentukan Rate Bahan (V_D)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetric} &= \text{Rate Feed masuk} : \text{densitas} \\
 &= 12243,67335 \text{ Kg/jam} : 1196,8 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 10,2303 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Volume gliserol selama 3 hari

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= 10,2303 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7 \times 24 \text{ jam} \\
 &= 1718,697462 \text{ m}^3 / 2 \text{ buah} \\
 &= 859,3487309 \text{ m}^3 \\
 &= 30346,1817 \text{ ft}^3 = 52440,88185 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Metil ester akan mempati ruang sebesar 90% sehingga volume ruang kosongnya adalah 10%

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\
 V_T &= 10\% V_T + 859,3487309 \text{ m}^3 \\
 90\% V_T &= 859,3487309 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

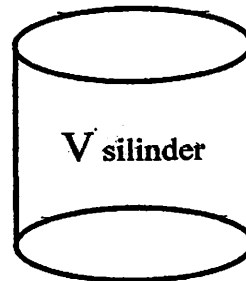
$$\begin{aligned}
 V_T &= 954,8319232 \text{ m}^3 \\
 &= 33717,9797 \text{ ft}^3 = 58267,6465 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T) adalah

$$L_s/D_T = 2,0$$

(Ulrich, 1984)



Gambar volume bentuk flat tank

$$V_T = V_{\text{silinder}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$954,8319232 \text{ m}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 2D_T)$$

$$954,8319232 \text{ m}^3 = 1,5700 D_T^3$$

$$D_T^3 = 608,1731995 \text{ m}^3$$

$$D_T = 8,4725 \text{ m}$$

$$= 27,7964 \text{ ft} = 333,5604 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = L_s$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

Ls : Tinggi silinder (ft)

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

adalah L_s/D_T , sehingga $L_s/D_T = 2,0$

$$L_s = 2,0 \times D_T$$

$$= 2,0 \times 8,4725 \text{ m}$$

$$= 16,9449 \text{ m} = 55,5928 \text{ ft} = 667,1208 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$H = L_s$$

$$= 16,9449 \text{ m} = 55,5928 \text{ ft} = 667,1141 \text{ in}$$

F. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

$$\begin{aligned}
 V_L &= 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls} \\
 859,348731 \text{ m}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times (11,5037)^2 \times L_{ls} \\
 L_{ls} &= 3,812603186 \text{ m} \\
 &= 12,5084 \text{ ft} = 150,1022 \text{ in}
 \end{aligned}$$

G. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangan pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \\
 &= \frac{74,7136 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 12,5084}{144 \times 32,174} \\
 &= 6,4899 \text{ psia} \\
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14,6960 + 6,4899 - 14,6960 \\
 &= 6,4899 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Tekanan operasi pada tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan	: <i>Double Welding Butt Joint</i>
Allowable stress (f)	: 18750
Faktor pengelasan (E)	: 0,8
Faktor korosi (C)	: 1/16 in = 0,0625 in
Faktor ketebalan standard	: $t_s \leq 5/8$ (Hesse, 1984)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= \frac{6,4899 \times 333,5604}{2 \times (18750 \times 0,8) - (0,6 \times 6,4899)} + \\
 &= 0,1347 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_T + (2 \times t_s) \\
 &= 333,5604 + 0,3750
 \end{aligned}$$

$$= 333,9354 \text{ in} = 27,8277 \text{ ft} = 8,4820 \text{ m}$$

Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$\begin{aligned} D_i &= D_o - (2 \times t_s) \\ &= 8,4820 - 0,0095 \\ &= 8,4725 \text{ m} \end{aligned}$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \Pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$954,831923 \text{ m}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$954,831923 \text{ m}^3 = 56,3492 \text{ Ls}$$

$$L_s = 16,94490305 \text{ m}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{16,9449 \text{ m}}{8,4725 \text{ m}} = 2,0 \quad \text{P(Memenuhi)}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned} H &= L_s \\ &= 16,9449 \text{ m} = 55,592838 \text{ ft} = 667,1208 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Storage Glycerol*

Fungsi : Menyimpan Glycerol sebagai produk samping

Tipe : *Flat tank(tangki vertikal dengan tutup berbentuk datar)*

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Volume tangki (V_T) : 33717,9797 ft^3

Diameter tangki (D_T) : 333,5604 in

Tinggi tangki (H) : 55,5928 in

Diameter Luar (D_o) : 333,9354 in

Tebal Silinder (ts) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (Ls) : 55,5928 ft

Jumlah : 2 buah

40. Cooler III (E - 165)

Fungsi : Mendinginkan gliserol dari evaporator II ke storage gliserol

Tipe : *Shell and Tube*

Asumsi :

- Ukuran tube : 3/4 " OD 18 BWG panjang 16 ft
- Susunan tube : Segitiga
- Pitch : 1 "
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft² oF
- ΔP shell = 10 psi
- ΔP tube = 10 psi

Diketahui :

- Suhu bahan masuk shell = 131,32 °C
- Suhu bahan keluar shell = 30 °C
- Suhu air masuk tube = 27 °C
- suhu air keluar tube = 45 °C

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 4.440,4594 Kg/jam
= 9.789,3725 Lbm/jam
- Rate steam = 3.563,6353 Kg/jam
= 7.856,3389 Lbm/jam

Panas yang diserap air pendingin :

$$Q = m.C_p.\Delta T$$

$$\begin{aligned} \text{diketahui } C_p \text{ air} &= 0,9995 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \\ &= 3.563,6353 \times 0,9995 \times 18 \\ &= 64.113,3629 \text{ Kcal / jam} \end{aligned}$$

$$= 254.418,1066 \text{ BTU / jam}$$

$$\Delta T_1 = 131,32 - 45 = 86,32 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 30 - 27 = 3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta T_1 \cdot \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \\ &= \frac{86,32 - 3}{\ln(86,32 / 3)} \\ &= 24,8017 \text{ } ^\circ\text{C} = 76,6430 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{131,32 - 30}{27 - 45} = 0$$

$$S = \frac{45 - 27}{131,32 - 45} = 0,2085$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}} \\ &= 1 \times 24,8017 \\ &= 24,8017 \text{ } ^\circ\text{C} = 76,6430 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$- t_c = 0,5 \times (45 + 27) = 36 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$- T_c = 0,5 \times (131,32 + 131,32) = 131,32 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Mencari IDs dengan cara Trial UD

Bahan yang didinginkan terdiri atas sebagian besar gliserol

Maka dari Kern tabel 8 hal 840 didapat :

$$\text{UD} = 75 - 150 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Trial UD} = 100 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$= \frac{254.418,1066}{100 \times 76,6430}$$

$$= 33,1952 \text{ ft}^2$$

Dari kern tabel 10 didapat $a'' = 0,1963$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= \frac{33,1952}{0,1963 \times 16}$$

$$= 10,5690$$

N_t hasil trial distandardkan dengan Kern, tabel 9 hal 842 didapatkan

standart = 52 ; IDs = 10 in

$$\text{UD koreksi} = \frac{N_t}{N_{t_{\text{standart}}}} \times \text{UD trial}$$

$$= \frac{10,5690}{52} \times 100$$

$$= 20,3251 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

UD koreksi memenuhi karena masih masuk dalam range

100-150 Btu/j.ft².°F

Menentukan jarak antar baffle

Ketetapan : $B = (1/5 \text{ sampai } 1) \text{ IDs}$

Maka dipilih $B = 6$

$$N + 1 = \frac{1 \times 12}{B}$$

$$= \frac{16 \times 12}{6}$$

$$= 32$$

Diameter ekivalen (d_e) = 0,73 in

Sementara Perancangan :

Tipe HE : 1 - 2

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
IDs = 10 in	do = 3/4 in
n' = 1	di = 0,6520 in = 0,0543 ft
de = 0,73 in = 0,0608 ft	a' = 0,334 in ²
B = 6	a'' = 0 ft ² /ft
	l = 16
	n = 2
	P _T = 1
	C' = P _T - 3/4
	= 1 - 0,75
	= 0,25 in
	Nt standart = 52
	Susunan segitiga
	10 BWG

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$a_s = \frac{x B x C'}{n' x P_T x 144}$	$a_t = \frac{Nt x a'}{n x 144}$
$= \frac{10 x 6 x 0,25}{1 x 1 x 144}$	$= \frac{52 x 0,334}{2 x 144}$
$= 0,1042 \text{ ft}^2$	$= 0,0603 \text{ ft}^2$

$$G_s = \frac{m}{a_s} = \frac{9.789,3725}{0,1042}$$

$$= 93.977,9763 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

$$\mu = 2,4E-05 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 0,0243 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0608 \times 93.977,9763}{0,0243 \times 2,42}$$

$$= 47.523,7854$$

2. Mencari faktor panas (JH)

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 35 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,62 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$$

$$= 5,424 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,102 \text{ (Kern, hal 800)}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$h_o = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 766,6152 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{7.856,3389}{0,0603}$$

$$= 130.275,5409$$

$$\mu = 0,0140 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 14 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i \times G_t}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0543 \times 130.275,5409}{14 \times 2,42}$$

$$= 208,9228$$

2. Mencari faktor panas

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 10 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$k = 0,3623 \text{ (Kern, hal 800)}$$

$$C_p = 1,0000 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ\text{C)}$$

$$= 8,7484 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$h_i = JH \frac{k}{d_i} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 5.574,1494$$

$$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$$

$$= 5.574,1494 \times \frac{0,6520}{0,7500}$$

$$= 4845,7938$$

Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$= \frac{4.845,7938 \times 766,6152}{4.845,7938 + 766,6152}$$

$$= 661,9010 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$RD = \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}} = \frac{661,9010 - 20,3251}{661,9010 \times 20,3251}$$

$$= 0,0476896 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$RD > RD$ tetapan maka memenuhi syarat

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
$N_{Re} = 47.523,7854$	$N_{Re} = 208,9228$
$f = 0,0030$ (Kern, hal 839)	$f = 0,0003$ (Kern, hal 836)
Menghitung ΔP karena panjang shell	Menghitung ΔP karena panjang tube
$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g \times \phi_s}$	$\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times l \times n}{5,22 \times 10^{10} \times d_i \times S_g \times \phi_s}$
$= 0,2225 < 10$	$= 0,0594$
(Memadai)	Menghitung ΔP karena tube <i>passes</i>
	$v = \frac{G_t}{3600 \times 62,5}$
	$= \frac{130.275,5409}{3600 \times 62,5}$
	$= 0,5790 \text{ ft/detik}$
	$\Delta P_n = \frac{4 \cdot n}{s} \times \left \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \right \times \frac{\rho}{144}$

	$= 0,0181$ $\Delta P_T = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 0,0594 + 0,0181$ $= 0,0775 < 10$ <p>(Memadai)</p>
--	--

Spesifikasi alat :

Nama alat : Cooler III

Fungsi : Mendinginkan gliserol dari evaporator II ke storage gliserol

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4.440,4594 Kg/jam

Rate Steam : 3.563,6353 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 10 in = 0,2540 m

Jarak antar *baffle* = 6 in = 0,1524 m**Bagian Tube**

Jumlah Tube = 52 buah

Diameter luar (do) = 3/4 in = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,6520 in = 0,0166 m

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

41. Tanki pencuci

Menentukan Volume Larutan (V_1) masuk tanki pencuci

Fungsi : Menyerap pengotor di dalam biodiesel

d Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Data densitas dan viskositas diperoleh dari Perry's 8th. 2008 dan Geankoplis.1997

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Trigliserida	1272,031963	0,0246	0,9400	0,0567
FFA	544,9456529	0,0105	0,9200	0,0567
Metil ester	43.960,5479	0,8486	0,8700	0,0534
Metanol	403,6697	0,0078	0,7553	0,0004
gliserol	73,9428	0,0014	0,5381	0,0551
KOH	18,7625	0,0004	2,0440	0,0069
Air	0,3605	0,0000	0,9940	0,0005
Total	46.274,2609	0,8582	0,7784	0,0474

$$\text{Densitas campuran} = 778,4 \text{ Kg/m}^3 = 48,5952 \text{ lbm/ft}^3$$

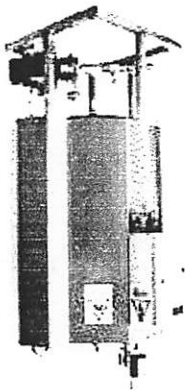
$$\begin{aligned} \text{Rate feed masuk} &= 46.274,2609 \text{ Kg/jam} \\ &= 59,4462 \text{ m}^3/\text{jam} = 59446,19514 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

Standarisasi tanki pencuci yang ada di pasaran

Nama : BIO400

Kapasitas : 400L/menit = 24.000 L/jam

Jumlah : 3 buah



42. Cooler I (E - 171)

Fungsi : Mendinginkan metil ester dari Flash destilasi ke tangki pencucian

Tipe : *Shell and Tube*

Asumsi :

- Ukuran tube : 3/4 " OD 18 BWG panjang 16 ft
- Susunan tube : Segitiga
- Pitch : 1 "
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft² °F
- ΔP shell = 10 psi
- ΔP tube = 10 psi

Diketahui :

- Suhu bahan masuk shell = 117,848 °C
- Suhu bahan keluar shell = 30 °C
- Suhu air masuk tube = 27 °C
- suhu air keluar tube = 90 °C

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 46.274,2609 Kg/jam
= 102.015,5665 Lbm/jam
- Rate pendingin = 30.655,5056 Kg/jam
= 67.582,6843 Lbm/jam

Panas yang diserap air pendingin :

$$Q = m.C_p.\Delta T$$

$$\begin{aligned} \text{diketahui } C_p \text{ air} &= 1 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \\ &= 30.655,5056 \times 1 \times 63 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.931.489,9825 \text{ Kcal / jam} \\
 &= 7.664.642,7876 \text{ BTU / jam} \\
 \Delta T_1 &= 117,85 - 90 = 27,85 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \Delta T_2 &= 30 - 27 = 3 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \\
 &= \frac{27,8482 - 3}{\ln(27,848 / 3)} \\
 &= 11,1519 \text{ } ^\circ\text{C} = 52,0734 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$R = \frac{117,85 - 30}{90 - 27} = 1,39442$$

$$S = \frac{90 - 27}{117,85 - 90} = 2,2623$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}} \\
 &= 1 \times 11,1519 \\
 &= 11,1519 \text{ } ^\circ\text{C} = 52,0734 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$- t_c = 0,5 \times (27 + 90) = 58,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$- T_c = 0,5 \times (117,85 + 30) = 73,924 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Mencari IDs dengan cara Trial UD

Bahan yang didinginkan terdiri atas sebagian besar gliserol

Maka dari Kern tabel 8 hal 840 didapat :

$$UD = 75 - 150 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Trial UD} = 100 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\Delta = \frac{Q}{\text{---}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{UD \times \Delta T_{LMTD}}{100 \times 52,0734} \\
 &= \frac{7.664.642,7876}{100 \times 52,0734} \\
 &= 1.471,8910 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari kern tabel 10 didapat $a'' = 0,1963$

$$\begin{aligned}
 Nt &= \frac{A}{a'' \times l} \\
 &= \frac{1.471,8910}{0,1963 \times 16} \\
 &= 468,6357
 \end{aligned}$$

Nt hasil trial distandardkan dengan Kern, tabel 9 hal 842 didapatkan

$$\text{standart} = 52 \text{ ; IDs} = 10 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{UD koreksi} &= \frac{Nt}{Nt_{\text{standart}}} \times \text{UD trial} \\
 &= \frac{468,6357}{52} \times 100 \\
 &= 901,2225 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

UD koreksi memenuhi karena masih masuk dalam range

$$100-150 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

Menentukan jarak antar baffle

Ketetapan : $B = (1/5 \text{ sampai } 1) \text{ IDs}$

Maka dipilih $B = 6$

$$\begin{aligned}
 N + 1 &= \frac{1 \times 12}{B} \\
 &= \frac{16 \times 12}{6}
 \end{aligned}$$

$$= 32$$

$$\text{Diameter ekivalen (de)} = 0,73 \text{ in}$$

Sementara Perancangan :

Tipe HE : 1 - 2

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
IDs = 10 in	do = 3/4 in
n' = 1	di = 0,6520 in = 0,0543 ft
de = 0,73 in = 0,0608 ft	a' = 0,334 in ²
B = 6	a'' = 0 ft ² /ft
	l = 16
	n = 2
	P _T = 1
	C' = P _T - 3/4
	= 1 - 0,75
	= 0,25 in
	Nt standart = 52
	Susunan segitiga
	10 BWG

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$a_s = \frac{x B x C'}{n' x P_T x 144}$	$a_t = \frac{Nt x a'}{n x 144}$
$= \frac{10 x 6 x 0,25}{1 x 1 x 144}$	$= \frac{52 x 0,334}{2 x 144}$

$$= 0,1042 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{m}{a_s} = \frac{102.015,5665}{0,1042}$$

$$= 979.349,4379 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

$$\mu = 2,0E-03 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 2 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0608 \times 979.349,4379}{2 \times 2,42}$$

$$= 6.007,3567$$

2. Mencari faktor panas (JH)

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 35 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$C_p = 0,5 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$$

$$= 4,3742 \text{ BTU/lbm °F}$$

$$k = 0,102 \text{ (Kern, hal 800)}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$h_o = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 3.105,6315 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 0,0603 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{67.582,6843}{0,0603}$$

$$= 1.120.670,9511$$

$$\mu = 0,0140 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 14 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i \times G_t}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0543 \times 1.120.670,9511}{14 \times 2,42}$$

$$= 1797,2193$$

2.' Mencari faktor panas

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 10 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$k = 0,3623 \text{ (Kern, hal 800)}$$

$$C_p = 1 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$$

$$= 8,7492 \text{ BTU/lbm °F}$$

$$h_i = JH \frac{k}{d_i} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 5.574,3352$$

$$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$$

$$= 5.574,3352 \times \frac{0,6520}{0,7500}$$

$$= 4845,9554$$

Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$= \frac{4.845,9554 \times 3.105,6315}{4.845,9554 + 3.105,6315}$$

$$= 1892,6727 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$RD = \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}} = \frac{1.892,6727 - 901,2225}{1.892,6727 \times 901,2225}$$

$$= 0,0005813 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$RD > RD$ tetapan maka memenuhi syarat

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
$N_{Re} = 6.007,3567$ $f = 0,0030$ (Kern, hal 839)	$N_{Re} = 1.797,2193$ $f = 0,0003$ (Kern, hal 836)
Menghitung ΔP karena panjang shell	Menghitung ΔP karena panjang tube
$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g \times \phi_s}$ $= 4,027 < 10$ <p>(Memadai)</p>	$\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times l \times n}{5,22 \times 10^{10} \times d_i \times S_g \times \phi_s}$ $= 4,3927$
	Menghitung ΔP karena tube <i>passes</i>
	$v = \frac{G_t}{3600 \times 62,5}$ $= \frac{1.120.670,9511}{3600 \times 62,5}$ $= 4,9808 \text{ ft/detik}$
	$\Delta P_n = \frac{4 \cdot n}{s} \times \left \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \right \times \frac{\rho}{144}$

	$= 1,3386$ $\Delta P_T = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 4,3927 + 1,3386$ $= 5,7313 < 10$ <p>(Memadai)</p>
--	--

Spesifikasi alat :

Nama alat : Cooler I

Fungsi : Mendinginkan metil ester dari Flash destilasi ke tangki

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 46.274,2609 Kg/jam

Rate Steam : 30.655,5056 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 10 in = 0,2540 m

Jarak antar *baffle* = 6 in = 0,1524 m**Bagian Tube**

Jumlah Tube = 52 buah

Diameter luar (do) = 3/4 in = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,6520 in = 0,0166 m

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

43. Centrifugal Pump (L - 172A)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari evaporator I ke heat exchanger (E-112)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate : 46.274,2609 Kg/jam =
102.016,2357 lbm/jam

Suhu operasi : 60 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

d Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Triglicerida	1.272,0320	0,0275	0,9400	0,0567
FFA	544,9457	0,0118	0,9200	0,0567
Metil ester	43.960,5479	0,9500	0,8700	0,0534
Gliserol	73,9428	0,0016	0,5381	0,0551
Metanol	403,6697	0,0087	0,7553	3,63E-04
KOH	18,7625	0,0004	2,0440	0,0069
Air	0,3605	0,0000	0,9940	4,69E-04
Jumlah	46.274,2609	1,0000	0,8715	0,0531

$$\text{Densitas} = 871,46 \text{ Kg/m}^3 = 54,4033 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0531 \text{ Kg/m.s} = 0,0356 \text{ lbm/ft.s}$$

d Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed minyak} : \text{Densitas} \\ &= \frac{102016,2357 \text{ lbm/jam}}{54,4033 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1875,1850 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0147 \text{ m}^3/\text{s} = 233,8043 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut Simpson^(hal 186, Coulson and Richardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 871,46 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,9460 m/s

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} \text{Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} \\ &= \frac{0,0147 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9460 \text{ m/s}} = 0,0050 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \sqrt{\frac{0,0050}{0,25 \cdot 3,14}} = 0,0799 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0799 \text{ m} \times 2,9460 \text{ m/s} \times 871,46 \text{ Kg/m}^3}{0,0531 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3864,8736 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*

Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (12,8540)^{0,53} \times (871,5)^{-0,37} \\ &= 92,6330 \text{ mm} = 3,6470 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5^(Geankoplis. 1997) maka didapatkan ukuran pipa 4,026 in schedule number 40
 $Di = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$

$$D_o = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$A = 8,219\text{E-}03 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

- 4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0147 \text{ m}^3/\text{s}}{8,22\text{E-}03 \text{ m}^2} = 1,7946 \text{ m/s}$$

- 4 Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,1023 \text{ m} \times 1,7946 \text{ m/s} \times 871,46 \text{ Kg/m}^3}{5,305\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 3014,6546$$

Jenis Aliran : laminar

$$4 \text{ Fanning friction factor } (f) = 16 : N_{re}$$

$$= 16 : 3014,6546$$

$$= 0,0053$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari *Centrifuge* II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \cdot \frac{1,7946^2}{2 \times 1} = 0,8857 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$E_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0053 \times 15 \times 1,7946^2}{0,1023 \times 2}$$

$$= 5,0146 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{1,7946^2}{2} \right|$$

$$= 4,8309 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{1,7946^2}{2} \right|$$

$$= 0,2738 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke evapoator I

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,7946^2}{2 \times 1} \right| = 1,6103 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex}$$

$$= 0,8857 + 5,0146 + 4,831 + 0,2738$$

$$+ 1,6103$$

$$= 12,6153 \text{ J/Kg}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Direncanakan :

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m
- Diameter pipa masuk dan keluardianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan

Bernaulli (Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 12,6153$$

$$= W_s$$

$$\begin{aligned} W_s &= -110,6818 \text{ J/Kg} \\ &= -110,6818 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{110,6818}{9,8067} = 11,2864 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 188 (Coulson and Richardson. 1993) dapat disimpulkan bahwa :

$$\begin{aligned} \text{Untuk Rate Volumetrik} &: 0,0147 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Head Pump} &: 11,2864 \text{ m} \end{aligned}$$

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 1875,1850 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 233,8043 \text{ gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 77,0%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{110,6818}{77,0\%} = 143,7425 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 12,8540 \text{ Kg/s} \\ &= 143,7425 \text{ J/Kg} \times 12,8540 \text{ Kg/s} \\ &= 1847,66102 \text{ J/s} \\ &= 1847,66102 \text{ Watt} \\ &= 2,478 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari evaporator I ke heat exchanger (E-112)

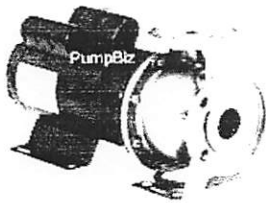
Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 77%
Daya pompa	: 4 hp
Diameter Dalam pipa	: 0,1023 m
Diameter Luar pipa	: 0,1023 m
Kapasitas pompa	: 0,1143 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type	: SSPC Centrifugal pump C25032B3
Maximum Flow	: 2 - 170 gpm
HP Standard	: 4 hp
Inlet Connection Type	: FNTP
Inlet	: 2.00 inches
Outlet Connection Type	: FNTP
Outlet	: 1,50 inches
Voltage	: 230/460
Phase	: 3
Motor	: ODP
Speed	: 3450 RPM
Viscosity	: 3.20 cp 40.00 ssu
Material	: Stainless Steel
Mechanical Seal Type:	: Single Stage



44. Centrifugal Pump (L - 172B)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari
filter press ke storage biodiesel

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate : 44.191,9192 Kg/jam =
97.425,5051 lbm/jam

Suhu operasi : 60 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan *Rate Volumetric*

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Nilai densitas dihitung dengan estimasi Perry's 8th, 2008 dan nilai

Viskositas dihitung dengan estimasi Joback Method, maka :

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	127,2032	0,0029	0,9400	0,0567
FFA	54,4946	0,0012	0,9200	0,0567
Metil ester	43.960,5479	0,9948	0,8700	0,0534
Gliserol	7,3943	0,0002	0,5381	0,0551
Metanol	40,3670	0,0009	0,7553	3,63E-04
KOH	1,8762	0,0000	2,0440	0,0069
Air	0,0360	0,0000	0,9940	4,69E-04
Jumlah	44.191,9192	1,0000	0,8702	0,0534

$$\text{Densitas} = 870,15 \text{ Kg/m}^3 = 54,3217 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0534 \text{ Kg/m.s} = 0,0359 \text{ lbm/ft.s}$$

d Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed minyak} : \text{Densitas} \\ &= \frac{97425,5051 \text{ lbm/jam}}{54,3217 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1793,4901 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0141 \text{ m}^3/\text{s} = 223,6183 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 186, Couison and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 870,15 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,9475 m/s

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} \text{d Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} \\ &= \frac{0,0141 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9475 \text{ m/s}} = 0,0048 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{d Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \sqrt{\frac{0,0048}{0,25 \cdot 3,14}} = 0,0781 \text{ m} \end{aligned}$$

d Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0781 \text{ m} \times 2,9475 \text{ m/s} \times 870,15 \text{ Kg/m}^3}{0,0534 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 3752,8926$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran laminar

4 Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$D_{i \text{ optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 293 \times (12,2755)^{0,53} \times (870,2)^{-0,37}$$

$$= 90,4500 \text{ mm} = 3,5610 \text{ in}$$

4 Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 4,026 in schedule number 40

$$D_i = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

$$D_o = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$A = 8,219\text{E-}03 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0141 \text{ m}^3/\text{s}}{8,22\text{E-}03 \text{ m}^2} = 1,7164 \text{ m/s}$$

d Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,1023 \text{ m} \times 1,7164 \text{ m/s} \times 870,15 \text{ Kg/m}^3}{5,336\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$\equiv 2862,1032$$

Jenis Aliran : laminar

d Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 ^(Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Fanning friction factor (f)} &= 16 : N_{re} \\ &= 16 : 2862,1032 \\ &= 0,0056 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari *Centrifuge* II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,7164^2}{2 \times 1} \right| = 0,8102 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0056 \times 15 \times 1,7164^2}{0,1023 \times 2} \\ &= 4,8317 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 ^(Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{1,7164^2}{2} \right|$$

$$= 4,4192 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{1,7164^2}{2} \right|$$

$$= 0,2504 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke evapoator I

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,7164^2}{2 \times 1} \right| = 1,4731 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex}$$

$$= 0,8102 + 4,8317 + 4,419 + 0,2504$$

$$+ 1,4731$$

$$= 11,7845 \text{ J/Kg}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan :

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m

- Diameter pipa masuk dan keluardianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0$$

: dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan

Bernaulli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 11,7845 = W_s$$

$$W_s = -109,8510 \text{ J/Kg}$$

$$= -109,8510 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{109,8510}{9,8067} = 11,2017 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 188^(Coulson and Richardson. 1993) dapat

disimpulkan bahwa :

$$\text{Untuk Rate Volumetrik : } 0,0141 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Head Pump : } 11,2017 \text{ m}$$

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe

Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 1793,4901 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 223,6183 \text{ gpm}$$

maka effisiensinya (η) = 77,0%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{109,8510}{77,0\%} = 142,6636 \text{ J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 12,2755 \text{ Kg/s} \\ &= 142,6636 \text{ J/Kg} \times 12,2755 \text{ Kg/s} \\ &= 1751,2721 \text{ J/s} \\ &= 1751,2721 \text{ Watt} \\ &= 2,348 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari filter press ke storage biodiesel

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 77%

Daya pompa : 4 hp

Diameter Dalam pipa : 0,1023 m

Diameter Luar pipa : 0,1023 m

Kapasitas pompa : 0,1143 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

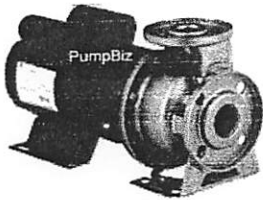
Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : SSPC Centrifugal pump C25032B3

Maximum Flow : 2 - 170 gpm

HP Standard	:	4 hp
Inlet Connection Type	:	FNTP
Inlet	:	2.00 inches
Outlet Connection Type	:	FNTP
Outlet	:	1,50 inches
Voltage	:	230/460
Phase	:	3
Motor	:	ODP
Speed	:	3450 RPM
Viscosity	:	3.20 cp 40.00 ssu
Material	:	Stainless Steel
Mechanical Seal Type:	:	Single Stage



45. BIN Magnesol (F - 173)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Untuk Tempat penyimpanan sementara Magnesol selama 8 jam

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Allowed stress (f) : 18750

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Faktor pengelasan : 0,8

Faktor korosi (C) : $1/16 = 0,0625$ in

L/D : 2,0 (Ulrich, 1984)

Waktu Tinggal : 8 jam

Kapasitas : 4627,4261 Kg/jam = 10201,62357 lbm/jam

Densitas : 2,1000 Kg/L = 2100 Kg/m³
= 131,0984 lbm/ft³

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan Operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah Bin : 1 buah

B. Menentukan Volume Bahan (V_B)

Rate volume = Rate masuk KOH : Densitas

= 4627,4261 Kg/jam : 2100 Kg/m³

= 2,2035 m³/jam

Volume magnesol selama 8 jam

Volume magnesol = 2,2035 m³/jam x 8 jam

= 17,6283 m³ = 622,5078 ft³

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Magnesol pada Bin mengisi 80% dari volume total, sehingga

Volume ruang kosong pada Bin sebesar 20%

$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$

$V_T = 20\% V_T + 17,6283 \text{ m}^3$

$$\begin{aligned}
 80\% V_T &= 17,6283 \text{ m}^3 \\
 V_T &= 22,0354 \text{ m}^3 \\
 &= 778,1348 \text{ ft}^3 = 1344,6856 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \Pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$V_{\text{conical}} = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

adalah

$$L_s/D_T = 2,0 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$\text{dimana } \alpha \text{ dari } \textit{conical dished} = 120$$

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$V_T = \left| (0,25 \cdot \Pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \right| + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|$$

$$778,1348 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 2D_T) + 0,0755 D_T^3$$

$$778,1348 \text{ ft}^3 = 1,5700 D_T^3 + 0,0755 D_T^3$$

$$D_T^3 = 472,8765904 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 7,7908 \text{ ft} = 2,3747 \text{ m} = 93,4897$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

$$V_L = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times$$

$$622,5078 \text{ ft}^3 = 0,25 \times 3,14 \times 7,7908^2 \times L_{ls} + 0,0755 \times 7,7908^3$$

$$L_{ls} = 12,3154 \text{ ft} = 3,7538 \text{ m} = 147,7859$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{131,0984 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 12,3154}{144 \times 32,174} \\
 &= 11,2120 \text{ psia} \\
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 11,2120 + 14,696 - 14,696 \\
 &= 11,2120 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*
 Allowable stress (f) : 18750
 Faktor pengelasan (E) : 0,8
 Faktor korosi (C) : $1/16 \text{ in} = 0,0625 \text{ in}$
 Standarisasi t_s : $t_s < 5/8 \text{ in}$ (Hesse, 1945)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= \frac{11,2120 \times 93,4897}{2 \times (18750 \times 0,8) - (0,6 \times 11,2120)} + \\
 &= 0,0975 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in } (3/16) \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

($t_{\text{rancangan}} < t_{\text{standart}}$)

G. Menentukan Standarisasi D_o

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_T + (2 \times t_s) \\
 &= 93,4897 + 0,3750 \\
 &= 93,8647 \text{ in} = 2,3842 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 96 \text{ in} = 2,4384 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 5 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$r = 96 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_o = D_T + (2 \times t_s)$$

$$96 = D_T + 0,3750$$

$$D_T = 95,6250 \text{ in} = 7,9688 \text{ ft} = 2,4289 \text{ m}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_b + L_s$$

Dimana :

Tinggi tutup bawah yang berbentuk conical adalah

$$\begin{aligned}
 h_b &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 7,9688 \text{ ft}}{1,7321} \\
 &= 2,3003 \text{ ft} = 0,7011 \text{ m} = 27,6038 \text{ in} \\
 L_s &= 2,0 \times D_T = 2,0 \times 7,9688 \text{ ft} \\
 &= 15,9375 \text{ ft} = 4,8578 \text{ m} = 191,2500 \text{ in} \\
 d_e &= D_T = 7,9688 \text{ ft} = 95,6250 \text{ in} = 2,4289 \text{ m}
 \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup bawah

$$t_{hb} = \frac{\text{Pi} \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2 \alpha} + C$$

Dimana : $\cos 1/2 \alpha = 0,5$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{11,2120 \times 95,6250}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,6 \times 11,2120 \times 0,5} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1340 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Bin magnesol

Fungsi : Untuk Tempat penyimpanan sementara Magnesol selama 8 jam

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe Pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Volume tangki (V_T) : 778,1348 ft^3

Diameter tangki (D_T) : 95,6250 in

Diameter Luar (D_o) : 96,0000 in

Tebal Silinder (t_s) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (L_s) : 15,9375 ft

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 0,1875 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 2,3003 ft

Tinggi tangki (H) : 18,2378 ft

Jumlah : 1 buah

46. Storage Magnesol (F - 174)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menyimpan Magnesol sebagai bahan pencuci kering selama 7 hari

Tipe : Gudang

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Waktu tinggal : 7 hari

Kapasitas : 4627,4261 Kg/jam

Densitas : 2,1000 Kg/L = 2100 Kg/m³
131,0984 lbm/ft³

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Bahan (V_B)

Rate volume = Kapasitas Magnesol : Densitas
= 4627,4261 Kg/jam : 2100,0 Kg/m³
= 2,2035 m³/jam

Berat Magnesol selama 7 hari

Berat Magnesol = 2,2035 m³/jam x 7 hari x 24
= 370,1940875 m³

C. Menentukan Volume Gudang (V_G)

Magnesol pagar pada gudang mengisi 80% dari kapasitas total gudang sehingga ruang kosong pada gudang sebesar 10%.

$$V_G = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_G = 10\% \cdot V_G + 370,1940875 \text{ m}^3$$

$$85\% V_T = 370,1940875 \text{ m}^3$$

$$V_T = 435,5224559 \text{ m}^3$$

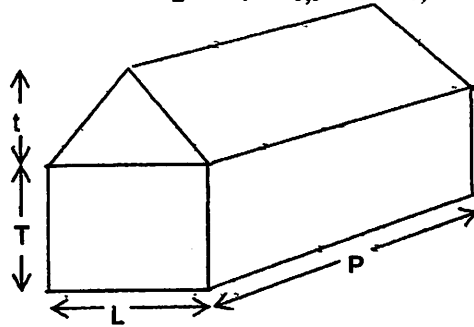
$$= 15379,6045 \text{ ft}^3$$

$$= 26577314,6963 \text{ in}^3$$

D. Rencana Desain Gudang

Asumsi : Perbandingan (panjang : lebar : tinggi) adalah

2 : 1,5 : 0,5



Keterangan :

P = panjang

L = lebar

T = tinggi

t = tinggi atap

maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume gudang} &= \text{Panjang} \times \text{lebar} \times \text{Tinggi} \\
 435,5225 \text{ m}^3 &= 2,0 \text{ p} \times 1,5 \text{ p} \times 0,5 \text{ p} \\
 435,5225 \text{ m}^3 &= 1,5 \text{ p}^3 \\
 290,3483 &= \text{p}^3 \\
 \text{p} &= 6,62175 \text{ m} \approx 7 \text{ m} \\
 \text{l} &= 4,96632 \text{ m} \approx 5 \text{ m} \\
 \text{t} &= 1,65544 \text{ m} \approx 2 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Magnesol

Tipe : Gudang

Fungsi : Menyimpan Magnesol sebagai bahan pencuci untuk proses
pencucian kering selama 7 hari

Volume (V_G) : 435,5225 m^3

Ukuran : Panjang : 7 m

Lebar : 5 m

Tinggi : 2 m

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Jumlah gudang : 1 buah

47. **Filter Press (H - 175)**

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Memisahkan cake dari metil ester
 Tipe : *Plate and Frame*
 Suhu operasi : 77 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Rate : 50.901,6870 Kg/jam
 = 112.217,8592 lbm/jam
 Densitas : 25,611 lbm/ft³
 Waktu tinggal : 30 menit
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

Rate Volumeterik = Rate feed masuk : densitas
 = 112217,8592 lbm/jam / 25,611 lbm/f
 = 4381,6274 ft³/jam

C. Menentukan Volume bahan

Volume Feed = Rate Volumetrik x waktu

$$\frac{112 \frac{k}{dc} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0,14} \left(\frac{\mu}{\mu_r} \right)^{0,14}}{2190,813698 \frac{ft^3}{jam}} = 4381,6274 \frac{ft^3}{jam} \cdot 0,5 \text{ jam} = 273,1580 \text{ gpm}$$

D. Menentukan Jumlah nlate

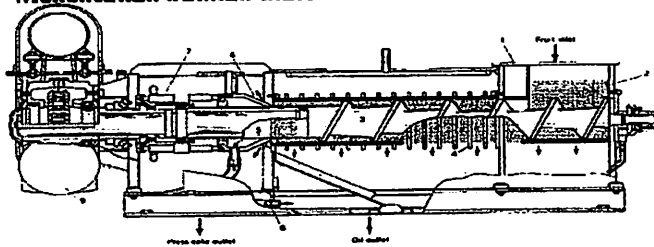


FIG. 19-15. Cross section of screw press used for food items. (1) support, (2) perforated sheets, (3) main shaft, (4) perforated cage, (5) driving cylinder, (6) screw, (7) frame, (8) filter cake, (9) support, (10) frame, (11) support, (12) screw.

Dari perry edisi 5 tabel 19-18, filtrasi 0,16667 galon/ft²mnt
 Luas frame total = 273,1580 / 0,16666667
 = 1638,947728 ft²
 Dari perry edisi 5 tabel 19-17, diambil ukuran plate 48 in
 sehingga luas efektif = 28,8 ft²
 Jumlah plate = 1638,947728 / 28,8

$$= 57 \text{ buah}$$

E. Menentukan volume cake tiap plate

$$\begin{aligned} \text{Cake yang terkandung dalam metil ester} &= 6709,767837 \text{ Kg/jam} \\ &= 14792,35417 \text{ lbm/jam} \\ \text{Densitas cake} &= 2,1000 \text{ Kg/L} = 131,0984 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Rate cake} &= \frac{14792,35417 \text{ lbm/jam}}{131,0984 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 112,8339644 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{Volume cake} &= \text{rate cake} \times \text{waktu} \\ &= 112,8339644 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 56,4170 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume cake tiap plate} &= \frac{56,4170 \text{ ft}^3}{57} \\ &= 0,9914 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

F. Menentukan tebal plate

$$\begin{aligned} \text{Dari Perry edisi 5 tabel 19-17, hold up capacity adalah} &1,20 \text{ ft}^3/\text{in} \\ \text{Tebal plate} &= \frac{0,9914 \text{ ft}^3}{1,2 \text{ ft}^3/\text{in}} \\ &= 0,8261 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi Filter Press

Fungsi	:	Memisahkan cake dari metil ester
Tipe	:	Plate and Frame
Volume	:	62,0373 m ³
Luas Frame	:	152,2669 m ²
Jumlah plate	:	57 buah
Tebal plate	:	0,0210 m
Jumlah	:	1 buah

48. Storage Metil ester (F - 176)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Menyimpan Metil ester sebagai produk utama
Tipe	:	Flat tank (tangki vertikal dengan tutup berbentuk datar)
Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress (f)	:	18750

Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
Faktor korosi (c)	:	1/16 in = 0,0625 in
Faktor pengelasan (E)	:	0,8
Waktu tinggal	:	7 hari
Kapasitas	:	44191,9192 Kg/jam
Densitas	:	0,8591 Kg/L = 859,0808 Kg/m ³ 53,6305 lbm/ft ³ (Hankinson Method)
L/D	:	2 (Ulrich. 1984)
Jumlah storage	:	5 buah
Suhu operasi	:	27 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia

B. Menentukan Rate Bahan (V_L)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetric} &= \text{Rate Feed masuk} : \text{densitas} \\
 &= 44191,9192 \text{ Kg/jam} : 859,1 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 51,4409 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Volume Metil ester selama 3 hari

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= 51,4409 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7 \times 24 \text{ jam} \\
 &= 8642,077185 \text{ m}^3 / 5 \text{ buah} \\
 &= 1728,415437 \text{ m}^3 \\
 &= 61035,5343 \text{ ft}^3 = 105474,7932 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Metil ester akan mempati ruang sebesar 90% sehingga volume ruang kosongnya adalah 10%

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\
 V_T &= 10\% V_T + 1728,415437 \text{ m}^3 \\
 90\% V_T &= 1728,415437 \text{ m}^3 \\
 V_T &= 1920,461597 \text{ m}^3 \\
 &= 67817,2604 \text{ ft}^3 = 117194,2147 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T) adalah

$$L_s/D_T = 2 \quad (\text{Ulrich. 1984})$$



Gambar volume bentuk flat tank

$$\begin{aligned}
 V_T &\equiv V_{\text{silinder}} && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\
 1920,4616 \text{ m}^3 &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 2D_T) \\
 1920,4616 \text{ m}^3 &= 1,5700 D_T^3 \\
 D_T^3 &= 1223,223947 \text{ m}^3 \\
 D_T &= 10,6947 \text{ m} \\
 &= 35,0872 \text{ ft} = 421,0504 \text{ in}
 \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = L_s$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

Ls : Tinggi silinder (ft)

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dengan diameter tangki (D_T)adalah L_s/D_T , sehingga $L_s/D = 2$

$$\begin{aligned}
 L_s &= 2 \times D_T \\
 &= 2 \times 10,6947 \text{ m} \\
 &= 21,3894 \text{ m} = 70,1744 \text{ ft} = 842,1008 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &\equiv L_s \\
 &= 21,3894 \text{ m} = 70,1744 \text{ ft} = 842,0922 \text{ in}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

$$\begin{aligned}
 V_L &= 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls} \\
 8642,07718 \text{ m}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times (11,5037)^2 \times L_{ls} \\
 L_{ls} &= 24,06307786 \text{ m} \\
 &= 78,9461 \text{ ft} \\
 &= 947,3634 \text{ in}
 \end{aligned}$$

G. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquidanya itu sendiri, maka dasar perancangan pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{(\rho \times g \times L_s)}{144 \times 32,174}$$

$$= \frac{53,6305 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 78,9461}{144 \times 32,174}$$

$$= 29,4023 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 16,696 + 29,4023 - 14,696$$

$$= 31,4023 \text{ psig}$$

Tekanan operasi pada tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
Allowable stress (f)	:	18750
Faktor pengelasan (E)	:	0,8
Faktor korosi (C)	:	1/16 in = 0,0625 in

$$t_s = \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad \text{(Brownell and Young, 1959)}$$

$$= \frac{31,4023 \times 421,0504}{2 \times (18750 \times 0,8) - (0,6 \times 31,4023)} +$$

$$= 0,5038 \text{ in} \gg 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$\equiv 0,0048 \text{ m}$$

$$D_o = D_T + (2 \times t_s)$$

$$= 421,0504 + 0,3750$$

$$= 421,4254 \text{ in} = 35,1184 \text{ ft} = 10,7042 \text{ m}$$

Pengecekan terhadap Ls/Di

$$D_i = D_o - (2 \times t_s)$$

$$= 10,7042 - 0,0095$$

$$\equiv 10,6947 \text{ m}$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} \quad \text{(Brownell and Young, 1959)}$$

$$\begin{aligned}
 &= (0,25 \cdot \Pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\
 1920,4616 \text{ m}^3 &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\
 1920,4616 \text{ m}^3 &= 89,7857 \text{ Ls} \\
 L_s &= 21,38940254 \text{ m} \\
 \frac{L_s}{D_i} &= \frac{21,3894}{10,6947} \text{ m} \equiv 2,0 \text{ b (Memenuhi)}
 \end{aligned}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= L_s \\
 &= 21,3894 \text{ m} = 70,174352 \text{ ft} = 842,1008 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Storage Metil ester

Fungsi : Menyimpan Metil ester sebagai produk utama

Tipe : Flat tank (tangki vertikal dengan tutup berbentuk datar)

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Volume tangki (V_T)	:	67817,2604	ft ³
Diameter tangki (D_T)	:	421,0504	in
Tinggi tangki (H)	:	70,1744	ft
Diameter Luar (D_o)	:	421,4254	in
Tebal Silinder (ts)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	70,1744	ft
Jumlah	:	5	buah

49. Storage Cake (F - 177)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menyimpan Cake sebagai hasil samping dari proses pencucian selama 7 hari

Tipe : Gudang

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Waktu tinggal : 7 hari

Kapasitas : 50901,6870 Kg/jam

Densitas : 2,1000 Kg/L = 2100 Kg/m³ =
131,0984 lbm/ft³

Jumlah storage : 1 buah
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

B. Menentukan Volume Bahan (V_B)

Rate volume Cake = Kapasitas cake : Densitas cake
 = 50901,687 Kg/jam : 2100,0 Kg/m³
 = 24,2389 m³/jam

Berat cake selama 7 hari

Berat cake = 24,2389 m³/jam x 7 hari x 24 jam
 = 4072,134963 m³

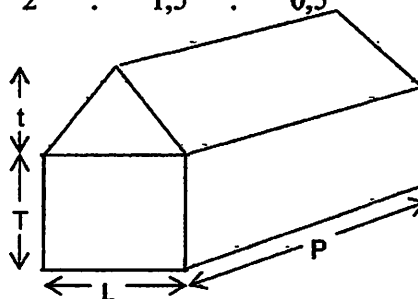
C. Menentukan Volume Gudang (V_G)

Cake pada gudang mengisi 90% dari kapasitas total gudang
 sehingga ruang kosong pada gudang sebesar 10%

$V_G = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$
 $V_G = 10\% V_{\text{ruang kosong}} + 4072,134963 \text{ m}^3$
 90% $V_T = 4072,134963 \text{ m}^3$
 $V_T = 4524,5944 \text{ m}^3$
 $\equiv 159777,0022 \text{ ft}^3$
 $= 276108769,3451 \text{ in}^3$

D. Rencana Desain Gudang

Asumsi : Perbandingan (panjang : lebar : tinggi) adalah
 2 : 1,5 : 0,5



Keterangan :

P = panjang
 L = lebar
 T = tinggi
 t = tinggi atap

maka :

Volume gudang = Panjang x lebar x Tinggi
 4524,5944 m³ = 2,0 p x 1,5 $\frac{P}{x}$ 0,5 p
 4524,5944 m³ = 1,5 p³

$$\begin{aligned}
 3016,3963 &= p^3 \\
 p &= 14,4487 \text{ m} \approx 14 \text{ m} \\
 l &= 10,8365 \text{ m} \approx 11 \text{ m} \\
 t &= 3,61218 \text{ m} \approx 4 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Gudang Cake

Fungsi : Menyimpan Cake sebagai hasil samping dari proses pencucian selama 7 hari

Tipe : Gudang

Volume (V_G) : 4524,5944 m^3

Ukuran : Panjang : 14 m

Lebar : 11 m

Tinggi : 4 m

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Jumlah gudang : 1 buah

50. *Belt Conveyor* (J - 179)

A. Dasar Perancangan

- Fungsi : Mengangkut magnesol dari storage magnesol ke tangki pencuci
- Tipe : *ThroughedBelt on 20° Idles*
- Rate Feed : 4.627,4261 Kg/hari = 4,627 ton/hari
- Densitas : 2,1 Kg/m³ = 131,0984 lbm/ft³
- Suhu operasi : 27 °C
- Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
- Jumlah *storage* : 1 buah

B. Rencana Desain *Belt Conveyor*

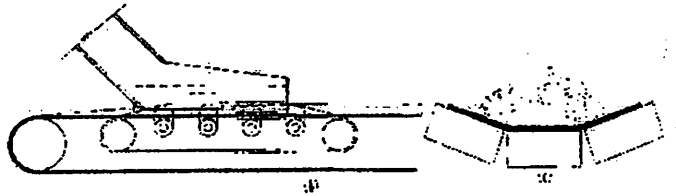
Dengan memperhitungkan bahan yang diangkut maka dapat dirancang *Belt Conveyor* sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Faktor keamanan} &= 20\% && (\text{Vilbrant.1959}) \\ \text{Kapasitas Pemilihan} &= 120\% \times 4,6274 \text{ ton/hari} \\ &= 5,5529 \text{ ton/hari} \\ &= 0,2524 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

Dimensi *Belt conveyor* berdasarkan tabel 21-7 (Perry. 1997), maka dipilih *Belt Conveyor* untuk kapasitas 32 ton/jam adalah sebagai berikut :

- Kapasitas : 32 ton/jam
- Panjang *Belt* : 15,2 m
- Kecepatan *Belt* : 61 m/menit
- Daya motor : 1,2 hp
- Lebar : 35 cm = 0,35 m
- *Belt plies* : 3-5

- Luas Area : 0,1 m²
- Suhu Operasi : 27 °C
- Tekanan : 1 atm



Gambar *belt conveyor* tipe 20° idles

(Perry's 7 th, 1997)

C. Menentukan Daya Motor

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan baru} &= \frac{\text{Kapasitas Belt conveyor}}{\text{Kapasitas Belt conveyor teori}} \times \text{Kecepatan putar} \\
 &= \frac{0,2524}{32} \times 61 \text{ m/menit} \\
 &= 0,4811 \text{ m/menit}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya Total} &= \frac{\text{Kecepatan putar yang dipakai}}{\text{Kecepatan putar teoritis}} \times \text{Daya teoritis} \\
 &= \frac{0,4811}{61} \text{ m/menit} \times 1,2 \text{ hp} \\
 &= 0,0095 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Asumsi : Effisiensi motor = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Daya Motor} &= \frac{\text{Daya Total}}{\text{Effisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,0095}{80\%} \text{ hp} = 0,01183 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi *Belt Conveyor*

Fungsi : Mengangkut biji jarak pagar dari *storage* penyimpanan

ke filter press

Tipe	:	<i>Throughed Belt on 20° Idles</i>
Kapasitas	:	32 ton/jam
Panjang Belt	:	15,2 m
Kecepatan Belt	:	0,4811 m/menit
Daya Motor	:	0,5 hp
Lebar	:	0,35 m
Luas Area	:	0,1 ft²

51. *Tangki penetralan (R-180)*

A. Dasar Perancangan

- Fungsi : Menetralkan asam sulfat dalam metanol dengan menambahkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$
- Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°
- Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*
- Allowable stress (f)* : 18750
- Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*
- Faktor korosi (C) : $1/16 \text{ in} = 0,0625 \text{ in}$
- Faktor pengelasan (E) : 0,85
- L/D : 1,5 (Ulrich, 1984)
- Waktu tinggal : 1 jam
- Kompisisi masuk : $51283,2509 \text{ Kg/jam}$
 $= 113060,8057 \text{ lbm/jam}$
- Suhu operasi : $27 \text{ }^\circ\text{C}$
- Tekanan operasi : $1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$
- Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

d Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Data densitas dan viskositas diperoleh dari Perry's 8th. 2008 dan Geankoplis. 1997

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	m (Kg/m.s)
Metanol	48.450,4576	0,9449	0,7867	5,47E-04
H_2SO_4	817,4185	0,0159	1,7976	8,20E-03
Air	1.393,2062	0,0272	0,9965	8,55E-04
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	617,2344	0,0120	0,0000	0,00E+00
Total	51.278,3167	0,9880	0,7990	6,71E-04

$$\text{Densitas campuran} = 799,0 \text{ Kg/m}^3 = 49,8827 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 4,51\text{E-}04 \text{ lbm/ft.s}$$

d Menentukan *Rate Volumetric* pada Mixer II

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate Feed masuk}}{\text{Densitas Campuran}} \\
 &= \frac{113.060,8057 \text{ lbm/jam}}{49,8827 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 2.266,5340 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

4 Menentukan Volume Larutan

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam Mixer I per} & \quad 60 \text{ menit waktu operasi} \\
 &= 2.266,5340 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam} \\
 &= 2.266,5340 \text{ ft}^3 = 16.955,9409 \text{ galon}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\
 V_T &= 20\% V_T + 2.266,5340 \text{ ft}^3 \\
 80\% V_T &= 2.266,5340 \text{ ft}^3 \\
 V_T &= 2833,1675 \text{ ft}^3 = 80,2268 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$\begin{aligned}
 V_{\text{dished}} &= \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3) \\
 V_{\text{silinder}} &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\
 V_{\text{conical}} &= \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|
 \end{aligned}$$

$$\alpha = 120 \text{ der} \quad + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

$$\text{adalah } L_s/D_T = 1,5 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$2833,1675 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,5D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3) + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|$$

dimana α dari conical dished = 120

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$2833,1675 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_T^3 + 0,0847 D_T^3 + 0,0755 D_T^3$$

$$\begin{aligned}
 2833,1675 \text{ ft}^3 &= 1,3377 D_T^3 \\
 D_T^3 &= 2117,8847 \text{ ft}^3 \\
 D_T &= 12,8420 \text{ ft} \\
 &= 3,9143 \text{ m} = 154,1045 \text{ in}
 \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_L)

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder
maka :

$$V_{\text{Liquid}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$\begin{aligned}
 V_L &= \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_L \\
 2266,5340 \text{ ft}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times \left| \frac{12,8420^2 \times L_L}{0,0755} \right| + \\
 L_L &= 16,2718 \text{ ft} \\
 &= 4,9597 \text{ m} = 195,2638 \text{ in}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_L)}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= \frac{49,8827 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 16,2718 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\
 &= 5,6367 \text{ psia} \\
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 5,6367 + 14,696 - 14,696 \\
 &= 5,6367 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*
Allowable stress (f) : 18750 lb/in²

Faktor pengelasan (E)	:	0,85	
Faktor korosi (C)	:	1/16 in = 0,0625 in	
Standarisasi ts	:	ts < 5/8 in	(Hesse.1984)

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{\pi \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times \pi))} + C && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= \frac{5,6367 \times 154,1045}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 5,6367)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0898 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \quad (3/16) = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

$$(ts_{\text{rancangan}} < ts_{\text{standart}})$$

G. Menentukan Standarisasi Do

$$\begin{aligned}
 \bar{D}_o &= \bar{D}_T + (2 \times ts) \\
 &= 154,1045 + 0,3750 = 154,4795 \text{ in} = 3,9238 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$\bar{D}_o = 156 \text{ in} = 3,9624 \text{ m}$$

$$icr = 9 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$r = 144 \text{ in}$$

Menentukan \bar{D}_T baru :

$$\begin{aligned}
 \bar{D}_T &= \bar{D}_o - (2 \times ts) \\
 &\equiv 156 - 0,3750 \\
 &= 155,6250 \text{ in} = 12,9688 \text{ ft} = 3,9529 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Pengecekan terhadap Ls/\bar{D}_i

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= (0,25 \cdot \pi \cdot \bar{D}_T^2 \cdot Ls) + (0,0847 \cdot \bar{D}_T^3) + \frac{\pi \times \bar{D}_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha}
 \end{aligned}$$

$$2833,1675 \text{ ft}^3 = (0,25 : 3,14 : \bar{D}_T^2 : Ls) + (0,0847 : \bar{D}_T^3)$$

$$\begin{aligned}
 2833,1675 \text{ ft}^3 &= 132,0280 \text{ Ls} + 184,7472 + 164,7555 \\
 Ls &= 18,8117 \text{ ft} = 5,7339 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\frac{Ls}{\bar{D}_i} = \frac{18,8117 \text{ ft}}{12,9688 \text{ ft}} = 1,4505 \quad \text{P (Memenuhi)}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$\bar{H} = h_a + h_b + L_s$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

h_a : Tinggi tutup atas *standart dished* (ft)

h_b : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)

L_s : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} h_a &= 0,169 \times D_T && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= 0,169 \times 12,9688 \text{ ft} \\ &= 2,1917 \text{ ft} = 0,6680 \text{ m} = 26,3006 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi tutup bawah tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} h_b &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 12,9688 \text{ ft}}{1,7321} \\ &= 3,7436 \text{ ft} = 1,1411 \text{ m} = 44,9242 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned} H &= h_a + h_b + L_s \\ &= 2,1917 + 3,7436 + 18,8117 = 24,7470 \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,855 \times \pi \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \pi)} + C \\ &= \frac{0,855 \times 5,6367 \times 155,6250}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 5,6367} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1112 \text{ in} \\ &= 0,0028 \text{ m} \end{aligned}$$

J. Menentukan tebal tutup bawah

$$t_{hb} = \frac{\pi \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi) \cos 1/2 \alpha} + C$$

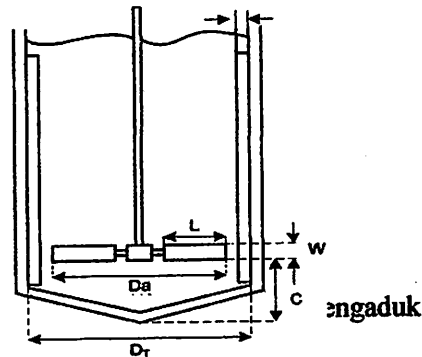
dimana $d_e = D_T = 155,6250 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 \cos 1/2 \alpha &= 0,5 \\
 &= \frac{5,6367 \times 155,6250}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,6 \times 5,6367 \times 0,5} + \\
 &= 0,1176 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

K. Perancangan Pengaduk

Data-data untuk perbandingan deometris standart sistem pengadukan diambil dari tabel 3,4-1 hal 144, Geankoplis :

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 0,3 - 0,5 \\
 W/Da &= 0,2 \\
 L/Da &= 0,25 \\
 C/Dt &= 0,3333 \\
 J/Dt &= 0,0833
 \end{aligned}$$



Dimana :

- Dt = Diameter dalam tangki
- Da = Diameter impeller (pengaduk)
- W = Lebar Pengaduk
- L = Panjang Pengaduk
- C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki
- J = lebar baffle

b Menentukan Diameter Pengaduk

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 0,4 \\
 Da &= 0,4 Dt \\
 &= 0,4 \times 12,9688 \text{ ft} \\
 &= 5,1875 \text{ ft} = 1,5812 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b Menentukan Lebar Pengaduk

$$\begin{aligned}
 W/D_a &= 0,2 \\
 W &= 0,2 D_a \\
 &= 0,2 \times 5,1875 \text{ ft} \\
 &= 1,0375 \text{ ft} = 0,3162 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Panjang Pengaduk

$$\begin{aligned}
 L/D_a &= 0,25 \\
 L &= 0,25 D_a \\
 &= 0,25 \times 5,1875 \text{ ft} \\
 &= 1,2969 \text{ ft} = 0,3953 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan tinggi pengaduk diatas tangki

$$\begin{aligned}
 C/D_t &= 0,3333 \\
 C &= 0,3333 D_t \\
 &= 0,3333 \times 12,9688 \text{ ft} \\
 &= 4,3225 \text{ ft} = 1,3175 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Lebar Baffle

$$\begin{aligned}
 J/D_t &= 0,0833 \\
 J &= 0,0833 D_t \\
 &= 0,0833 \times 12,9688 \text{ ft} \\
 &= 1,0807 \text{ ft} = 0,3294 \text{ m}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan D_a/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahwa

$D_a/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

P Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned}
 n_p &= \frac{\text{tinggi liquid dalam silinder}}{2 D_a^2} = \frac{4,9597}{53,8203} \\
 &= 0,0922 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

P Menentukan Daya Pengaduk

Untuk kecepatan putaran (N) diambil $50 \text{ rpm} = 0,833 \text{ rps}$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{5,1875 \text{ ft} \times 0,8333 \text{ rps} \times 49,8827 \text{ lbm/ft}^3}{\mu}
 \end{aligned}$$

$$= 4,507E-04 \text{ lbm/ft.s}$$

$$= 478409,6488$$

Jenis Aliran : Turbulen

Dari halaman 507 G. G Brown untuk Number Power (Np) diambil

$$N_p = 4,0$$

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5}{gc}$$

$$= \frac{4,0 \times 49,8827 \times 0,8333^3 \times 5,1875^5}{32,1740}$$

$$= 13481,9148 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 24,5126 \text{ hp} \approx 25 \text{ hp}$$

Dimensi Pipa

$$\text{Velocity} \equiv 3,0027 \text{ m/s} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1997})$$

$$\text{Flow Rate volume} = \text{Berat masuk Mixer I : densitas campuran}$$

$$= 51278,3167 \text{ Kg/jam} : 799,0 \text{ Kg/m}$$

$$= 64,1744 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Pipa (A)} &= \frac{\text{Flow Rate volume}}{\text{Velocity}} = \frac{1,78E-02 \text{ m}^3/\text{s}}{3,0027 \text{ m/s}} \\ &= 5,94E-03 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas Pipa (A)} = \frac{\pi}{4} \times d_1^2$$

$$d_1^2 = \frac{5,94E-03}{0,7850} \text{ m}^2$$

$$d_1 \equiv 0,0870 \text{ m}$$

Spesifikasi tangki penentralan

Fungsi : Mencampurkan asam sulfat dalam larutan metanol

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe Pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*

Volume tangki (V_T) : 2833,1675 ft^3

Diameter tangki (D_T)	:	155,6250	in
Diameter Luar (D_o)	:	156,0000	in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	18,8117	ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,1112	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	2,1917	ft
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	3,7436	ft
Diameter pipa (d_1)	:	3,4238	in
Tinggi tangki	:	24,7470	ft
Jumlah	:	1	buah
Dimensi Pengaduk :			
Diameter (D_a)	:	5,1875	ft
Lebar (W)	:	1,0375	ft
Panjang (L)	:	1,2969	ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	:	4,3225	ft
Lebar Baffle (J)	:	1,0807	ft
Jenis Pengaduk	:	<i>Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle</i>	
Jumlah pengaduk	:	1	buah
Daya Pengaduk	:	25,0	hp

52. Storage Ca(OH)_2 (F -181)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Menyimpan Ca(OH)_2 sebagai bahan baku		
Tipe	:	Gudang		
Bahan Konstruksi	:	Beton bertulang		
Waktu tinggal	:	90 hari		
Kapasitas	:	617,2344	Kg/jam	
Densitas	:	1,001	Kg/L	= 1001 Kg/m ³ =
		62,4902	lbm/ft ³	(Kirk Othmer.1979)
Suhu operasi	:	27 °C		
Tekanan operasi	:	1 atm	=	14,696 psia

Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Bahan (V_B)

$$\begin{aligned} \text{Rate volume} &= \text{Kapasitas Ca(OH)}_2 : \text{Densitas} \\ &= 617,2344 \text{ Kg/jam} : 1001,0 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 0,6166 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Berat Ca(OH)_2 selama 7 hari

$$\begin{aligned} \text{Berat Ca(OH)}_2 &= 0,6166 \text{ m}^3/\text{jam} \times 90 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 1331,894327 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

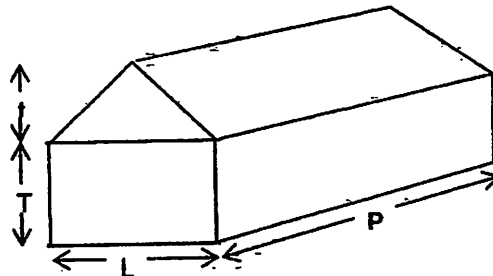
C. Menentukan Volume Gudang (V_G)

Padatan KOH pada gudang mengisi 85% dari kapasitas total gudang sehingga ruang kosong pada gudang sebesar 15%.

$$\begin{aligned} V_G &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\ V_G &= 15\% V_{\text{ruang kosong}} + 1331,894327 \text{ m}^3 \\ 85\% V_T &= 1331,894327 \text{ m}^3 \\ V_T &= 1566,934503 \text{ m}^3 \\ &= 55333,1581 \text{ ft}^3 \\ &= 95620583,5675 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

D. Rencana Desain Gudang

Direncanakan : Perbandingan (panjang : lebar : tinggi) adalah
2 : 1,5 : 0,5



Keterangan :

P = panjang
L = lebar
T = tinggi
t = tinggi atap

maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= \text{Panjang} \times \text{lebar} \times \text{Tinggi} \\ 1566,9345 \text{ m}^3 &= 2,0 p \times 1,5 p \times 0,5 p \\ 1566,9345 \text{ m}^3 &= 1,5 p^3 \\ 1044,6230 &= p^3 \\ p &= 10,1466 \text{ m} \approx 11 \text{ m} \\ l &= 7,60994 \text{ m} \approx 8 \text{ m} \end{aligned}$$

$$t = 2,53665 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

Spesifikasi Gudang KOH

Tipe	:	Gudang
Fungsi	:	Menyimpan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ sebagai bahan penetralan
Volume (V_G)	:	1566,9345 m^3
Ukuran	:	Panjang : 11 m
	:	Lebar : 8 m
	:	Tinggi : 3 m
Bahan Konstruksi	:	Semen
Jumlah gudang	:	1 buah

53. *Centrifuge III (H - 182)*

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Memisahkan garam kalsium sulfat dari larutan metanol
Tipe	:	<i>Cylindrical-conical solid-bowl centrifuge</i>
Suhu Operasi	:	30 °C
Tekanan	:	1 atm
Waktu tinggal	:	5 menit
Jumlah	:	1 buah

B. Dasar Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Feed masuk} &= 51283,2509 \text{ Kg/jam} \\ &= 31,4053 \text{ lbm/s} \end{aligned}$$

Dari GG Brow hsl 259 diperoleh data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Diameter gasket} &= 30 \text{ in} \\ \text{Kecepatan putar} &= 1200 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Menentukan power yang dibutuhkan

Power yang dibutuhkan ;

$$\bar{H}_p = 5,167 \times 1, E-09 \times \bar{G} \times R^2 \times \text{rpm}^2$$

Dimana :

H_p = power teoritis

G = through put, lb/menit

$$R = \text{jari-jari silinder} = 15 \text{ in} = 1,25 \text{ ft}$$

rpm = kecepatan putar (rpm)

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= 5,167 \times 1, \bar{E}-09 \times 31,4053 \times \left| 1,3 \right|^2 \times \left| 1200 \right|^2 \\ &= 0,3651 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi mekanis} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi power motor} &= \frac{0,3651}{80\%} \\ &= 0,4564 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifuge I*

Fungsi	:	Memisahkan campuran minyak dan gum dari Mixer I dimana larutan minyak mengandung trigliserida, FFA,
Tipe	:	<i>Cylindrical-conical solid-bowl centrifuge</i>
Diameter gasket	:	30 in
Kecepatan putar	:	1200 rpm
Daya motor	:	0,5 hp
Jumlah	:	1 buah

54. *Centrifugal Pump (L - 183)*

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari <i>Centrifuge II</i> ke evaporator II
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Rate	:	12.243,6733 Kg/jam = 26.992,4023 lbm/jam
Suhu operasi	:	60 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Jumlah	:	1 buah

B. Menentukan *Rate Volumetric*

d Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Metil ester	444,0459	0,0363	0,8700	0,0534
Metanol	8.188,2255	0,6688	0,7553	0,0004
gliserol	3.140,9630	0,2565	0,5381	0,055
KOH	299,2455	0,0244	2,0440	0,0069
Air	171,1934	0,0140	0,9940	0,0005
Jumlah	12.243,6733	1,0000	0,7386	0,0165

$$\text{Densitas} = 738,581 \text{ Kg/m}^3 = 46,1080 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0165 \text{ Kg/m.s} = 0,0111 \text{ lbm/ft.s}$$

d Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \sqrt{\frac{\text{Feed minyak} : \text{Densitas}}{26992,4023 \text{ lbm/jam}}}{46,1080 \text{ lbm/ft}^3}} \\ &= 585,4172 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0046 \text{ m}^3/\text{s} = 72,9918 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Richardson, 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 738,58064 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 3,0465 m/s

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} \text{d Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} \\ &= \frac{0,0046 \text{ m}^3/\text{s}}{3,0465 \text{ m/s}} = 0,0015 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{d Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \frac{0,0015}{0,25 \cdot 3,14} = 0,0439 \text{ m} \end{aligned}$$

4 Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0439 \text{ m} \times 3,0465 \text{ m/s} \times 738,581 \text{ Kg/m}^3}{0,0165 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 5992,2469$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*

4 Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$D_{i \text{ optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 293 \times (3,4010)^{0,53} \times (738,6)^{-0,37}$$

$$= 48,6758 \text{ mm} = 1,9164 \text{ in}$$

4 Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 2,067 in schedule number 40

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$D_o = 2,375 \text{ in} = 0,0603 \text{ m}$$

$$A = 2,165E-03 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0046 \text{ m}^3/\text{s}}{2,17E-03 \text{ m}^2} = 2,1269 \text{ m/s}$$

4 Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0525 \text{ m} \times 2,1269 \text{ m/s} \times 738,581 \text{ Kg/m}^3}{1,648E-02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 5005,4854$$

Jenis Aliran : Turbulen

- 4 Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \quad \text{m}$$

$$D_i = 0,0525 \quad \text{m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 8,76E-04$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0055$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari *Centrifuge* II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{2,1269^2}{2 \times 1} \right| = 1,2440 \quad \text{J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0055 \times 15 \times 2,1269^2}{0,0525 \times 2} = 14,2172 \quad \text{J/Kg}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f \equiv 0,75$$

$$h_f = 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{2,1269^2}{2} \right| = 6,7857 \quad \text{J/Kg}$$

4. Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{2,1269^2}{2} \right| = 0,3845 \quad \text{J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke evapoator II

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,1269^2}{2 \times 1} \right| = 2,2619 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *friktional loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + \bar{F}_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,2440 + 14,2172 + 6,786 + 0,3845 \\ &\quad + 2,2619 \\ &= 24,8934 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan :

- Perpipaian dirancang dengan beda ketinggian 10 m
- Diameter pipa masuk dan keluardianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan

Bernaulli (Geankoplis. 1997), maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 24,8934 &= W_s \\ W_s &= -122,9599 \text{ J/Kg} \\ &= -122,9599 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{122,9599}{9,8067} = 12,5384 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 188 (Coulson and Richardson. 1993) dapat

disimpulkan bahwa :

Untuk	Rate Volumetrik	:	0,0046	m ³ /jam
	Head Pump	:	12,5384	m

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 585,4172 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 72,9918 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 43,0\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{122,9599}{43,0\%} = 285,9532 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} = 3,4010 \text{ Kg/s}$$

$$\equiv 285,9532 \text{ J/Kg} \times 3,4010 \text{ Kg/s}$$

$$= 972,5326804 \text{ J/s}$$

$$= 972,5326804 \text{ Watt}$$

$$= 1,304 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}$$

Spesifikasi pompa diatas dapat di standartkan dengan yang ada dipasaran :

Type	: AC5 Horizontal Centrifugal Pump
Maximum Flow	: 111 gpm
HP Required	: 2hp
HP Standard	: 2hp
Inlet Connection Type	: FNPT
Inlet	: 1.50 in
Outlet Connection Type	: FNPT
Outlet	: 1.25 in
Voltage	: 230/460
Phase	: 3
Motor	: TEFC
Speed	: 3450 RPM
Max. SG	: 1.20
Material	: Stainless Steel Grade 316
Viscosity	: 3.20 cp 40.00 ssu
Mechanical Seal Type:	: Single
Weight	: 56.00
Warranty	: 1 years

55. *Belt Conveyor* (J - 184)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengangkut CaSO_4 dari *centrifuge III* ke storage CaSO_4
ke *filter press*

Tipe : *Throughed Belt on 20° Idles*
 Rate Feed : 1.134,3767 Kg/jam = 27,2250408 ton/hari
 Densitas : 0,0 Kg/m³ = 0,0000 lbm/ft³
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah *storage* : 1 buah

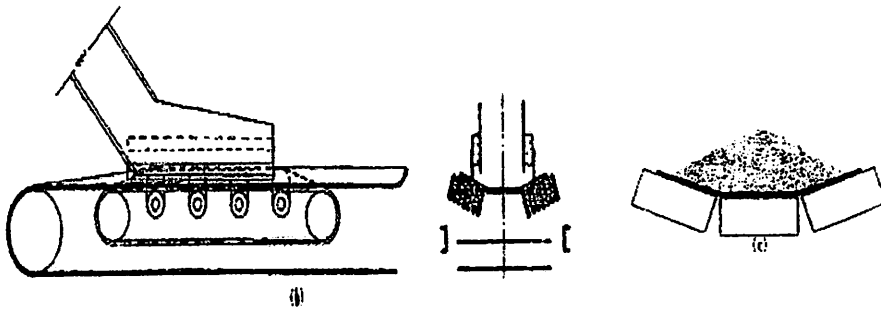
B. Rencana Desain *Belt Conveyor*

Dengan memperhitungkan bahan yang diangkut maka dapat dirancang *Belt Conveyor* sebagai berikut :

Faktor keamanan = 20% (Vilbrant.1959)
 Kapasitas Pemilihan = 120% x 27,2250 ton/hari
 = 32,6700 ton/hari
 = 1,3613 ton/jam

Dimensi *Belt conveyor* berdasarkan tabel 21-7 (Perry. 1997), maka dipilih *Belt Conveyor* untuk kapasitas 32 ton/jam adalah sebagai berikut :

- Kapasitas : 32 ton/jam
- Panjang *Belt* : 15,2 m
- Kecepatan *Belt* : 61 m/menit
- Daya motor : 1,2 hp
- Lebar : 35 cm = 0,35 m
- *Belt plies* : 3-5
- Luas Area : 0,11 ft²
- Suhu Operasi : 27 °C
- Tekanan : 1 atm

Gambar *belt conveyor* tipe 20° idles

(Perry's 7 th, 1997)

C. Menentukan Daya Motor

$$\text{Kecepatan baru} = \frac{\text{Kapasitas Belt conveyor}}{\text{Kapasitas Belt conveyor teori}} \times \text{Kecepatan putar}$$

$$= \frac{1,3613}{32} \times 61 \text{ m/menit}$$

$$= 2,5949 \text{ m/menit}$$

$$\text{Daya Total} = \frac{\text{Kecepatan putar yang dipakai}}{\text{Kecepatan putar teoristis}} \times \text{Daya teoritis}$$

$$= \frac{2,5949}{61} \text{ m/menit} \times 1,2 \text{ hp}$$

$$= 0,0510 \text{ hp}$$

$$\text{Asumsi : Effisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya Motor} = \frac{\text{Daya Total}}{\text{Effisiensi motor}}$$

$$= \frac{0,0510}{80\%} \text{ hp} = 0,0638 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Belt Conveyor*

Fungsi : Mengangkut biji jarak pagar dari *storage* penyimpanan ke *filter press*

Tipe : *Throughed Belt on 20° Idles*

Kapasitas : 32 ton/jam

Panjang Belt : 15,2 m

Kecepatan Belt : 2,5949 m/menit

Daya Motor : 0,5 hp

Lebar : 0,35 m

Luas Area : 0,11 ft²

56. Centrifugal Pump (L - 185 A)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan metanol dan air dari centrifuge 3 ke destilasi
 Tipe : Centrifugal Pump
 Rate Feed : 50.148,8742 Kg/jam = 110.558,2081 lbm/jam
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

1 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Metanol	48.450,4576	0,97	0,7867	0,0005
H ₂ O	1.698,4166	0,03	0,9965	0,0009
Jumlah	50.148,8742	1	1,7832	0,0014

$$\text{Densitas} = 1783,2 \text{ Kg/m}^3 = 111,3213 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0014 \text{ Kg/m.s} = 0,0009 \text{ lbm/ft.s}$$

2 Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed metanol-air} : \text{Densitas} \\ &= \frac{110558,2081 \text{ lbm/jam}}{111,3213 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 993,1453 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0078 \text{ m}^3/\text{s} = 123,8204 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan Fluida (Metanol-air)

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{metanol+air}} = 1783,2 \text{ Kg/m}^3 \text{ sehingga didapatkan kecepatan metanol-air sebesar (v) = 10,28 m/s}$$

D. Menentukan Dimensi Pipa Keluar dan Masuk Pompa

$$\begin{aligned} \text{1 Luas aliran pipa} &= \text{rate volumetric} : \text{kecepatan liquida} \\ &= 0,0078119 \text{ m}^3/\text{s} : 10,28 \text{ m/s} \\ &= 0,0008 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{2 Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{0,000759825}{0,25 \cdot 3,14}}$$

$$= 0,0311 \text{ m}$$

- 4 Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0311 \text{ m} \times 10,28 \text{ m/s} \times 1783,2 \text{ Kg/m}^3}{0,0014 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= \text{#####}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*

- 4 Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$D_{i \text{ optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 293 \times (13,9302)^{0,53} \times (1783,2)^{-0,37}$$

$$= 74,1689 \text{ mm} = 2,9200 \text{ in}$$

- 4 Standarisasi Diameter dalam pipa (D_i)

Standarisasi D_i menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 3,364 in schedule number 80

$$D_i = 3,364 \text{ in} = 0,0854 \text{ m}$$

$$D_o = 4,000 \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$$

$$A = 0,0129 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

- 4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi D_i

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0078 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0129 \text{ m}^2} = 0,6051 \text{ m/s}$$

- 4 Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0854 \text{ m} \times 0,6051 \text{ m/s} \times 1783,2 \text{ Kg/m}^3}{0,0014 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 65855,7759$$

Jenis Aliran : turbulen *commercial steel* : $\epsilon/D 4,6 \times 10^{-5}/0,1 = 0$

(Geankoplis, 1997)

$$\text{d Fanning friction factor (f)} = 0,0047$$

F. Menentukan Friction Loss

ⓐ Kontraksi dari *centrifuge III* ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulent nilai $\alpha : 1$ (Geankoplis, 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,6051^2}{2 \times 0,5} \right| = 0,2014 \text{ J/Kg}$$

ⓑ Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 65 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0047 \times 65 \times 0,6051^2}{0,0854 \times 2} = 2,6183 \text{ J/Kg}$$

ⓒ Friksi untuk 5 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis, 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 0,75 \left| \frac{0,6051^2}{2} \right| = 0,6865368 \text{ J/Kg}$$

ⓓ Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis, 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 0,17 \left| \frac{0,6051^2}{2} \right| = 0,031123 \text{ J/Kg}$$

ⓔ Ekspansi dari pipa ke tangki Mixer I

$$k_{\alpha} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,6051^2}{2 \times 1} \right| = 0,1831 \text{ J/Kg}$$

d Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,2014 + 2,6183 + 0,6865 + 0,0311 + 0,1831 \\ &= 3,7204 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

d Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan perencanaan perpipaan adalah

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 28 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama

sehingga didapatkan :

$\rho_2 - \rho_1 = 0$ dan $v_2 - v_1 = 0$ dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan Bernaulli (Geankoplis. 1997) maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (1 \times 0) + 9,8067 \times (28 - 0) + 3,7204 &= W_s \\ W_s &= -278,3066 \text{ J/Kg} \\ &= -278,3066 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

d Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{278,3066}{9,8067} = 28,3794 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 199 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

d Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 123,8204 \text{ gpm}$$

maka effisiensinya (η) = 61%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{278,3066}{61\%} = 456,2403 \text{ J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 13,9302 \text{ Kg/s} \\ &= 456,2403 \text{ J/Kg} \times 13,9302 \text{ Kg/s} \\ &= 6355,5382 \text{ J/s} \\ &= 6355,5382 \text{ Watt} \\ &= 8,5229 \text{ hp} \approx 9 \text{ HP} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : mengalirkan metanol dan air dari centrifuge 3 ke destilasi

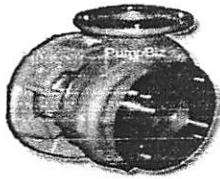
Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : *Centrifugal Pump*
 Jumlah stage : *Single stage*
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 0,61
 Daya pompa : 9 HP
 Diameter dalam pipa : 0,0854 m
 Diameter luar pipa : 0,1016 m
 Kapasitas pompa : 123,8204 gpm
 Bahan konstruksi : *commercial steel*
 Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : Grundfos Centrifugal pump
 Maximum : 500 gpm
 HP Required : 15HP
 Inlet Connection Type : Flange
 Inlet : 3.00 in
 Outlet Connection : Flange
 Outlet : 2.00 in
 Voltage : 460
 Phase : 3

Frequency : 60
Motor : TEFC
Speed : 3450 RPM
Material : Stainless
 : steel
Max. SG : 1.20
Viscosity : 3.20 cp 40.00 ssu
Mechanical Seal Type: : Single stage



57. Centrifugal Pump (L - 186)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari storage $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ke tangki netralizer

Tipe : Centrifugal Pump

Rate Feed : 617,2344 Kg/jam = 1.360,7550 lbm/jam

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	617,2344	1,00	1,0110	0,0006
Jumlah	617,2344	1,00	1,0110	0,0006

Densitas = 1011 Kg/m^3 = 63,1145 lbm/ft^3

Viskositas = 0,0006 Kg/m.s = 0,0004 lbm/ft.s

4 Menentukan Rate Volumetric

Rate Volumetric = Feed $\text{Ca}(\text{OH})_2$: Densitas

= $\frac{1360,7550 \text{ lbm/jam}}{63,1145 \text{ lbm/ft}^3}$

= 21,5601 ft^3/jam

= 0,0002 m^3/s = 2,6880 gpm

C. Menentukan Kecepatan Fluida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Richardson. 1993), dimana :

$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{Ca}(\text{OH})_2} = 1011 \text{ Kg/m}^3$ sehingga didapatkan kecepatan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ sebesar (v) = 9,64 m/s

D. Menentukan Dimensi Pipa Keluar dan Masuk Pompa

4 Luas aliran pipa = rate volumetric : kecepatan liquida

= 0,0001696 m^3/s : 9,64 m/s

= 2E-05 m^2

4 Diameter Pipa = $\sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}}$

$$= \frac{1,7594E-05}{0,25 \cdot 3,14}$$

$$= 0,0047 \text{ m}$$

- d Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0047 \text{ m} \times 9,6390 \text{ m/s} \times 1011 \text{ Kg/m}^3}{0,0006 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 76891,5729$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* di atas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*

- d Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$D_{i \text{ optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 293 \times (0,1715)^{0,53} \times (1011,0)^{-0,37}$$

$$= 8,8963 \text{ mm} = 0,3502 \text{ in}$$

- d Standarisasi Diameter dalam pipa (D_i)

Standarisasi D_i menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 0,364 in schedule number 40

$$D_i = 0,364 \text{ in} = 0,0092 \text{ m}$$

$$D_o = 0,540 \text{ in} = 0,0137 \text{ m}$$

$$A = 0,0129 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

- d Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi D_i

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0002 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0129 \text{ m}^2} = 0,0131 \text{ m/s}$$

- d Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0092 \text{ m} \times 0,0131 \text{ m/s} \times 1011,0 \text{ Kg/m}^3}{0,0006 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= \frac{0,0092 \text{ m} \times 0,0131 \text{ m/s} \times 1011,0 \text{ Kg/m}^3}{0,0006 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 204,6468$$

Jenis Aliran : Laminer

$$\begin{aligned} \text{d Fanning friction factor (f)} &= 16 : N_{Re} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= 16 : 204,6468 \\ &= 0,0782 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

d Kontraksi dari storage Ca(OH)_2 ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran laminer nilai $\alpha = 0,5$ (Geankoplis, 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \frac{0,0131^2}{2 \times 0,5} = 0,0001 \text{ J/Kg}$$

d Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 58 \text{ m}$)

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0782 \times 58 \times 0,0131^2}{0,0092 \times 2} \\ &= 0,1693 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

d Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis, 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned} h_f &= 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \frac{0,0131^2}{2} \\ &= 0,0002588 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

d Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis, 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$\begin{aligned} h_v &= K_v \frac{v^2}{2} = 0,17 \frac{0,0131^2}{2} \\ &= 1,467\text{E-}05 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

- d Ekspansi dari pipa ke tangki Mixer I

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran laminar nilai $\alpha \approx 0,5$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,0131^2}{2 \times 0,5} \right| = 0,0001 \text{ J/Kg}$$

- d Menentukan jumlah *fritional loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 9E-05 + 0,1693 + 0,0003 + 1E-05 + 9E-05 \\ &= 0,1697 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

- d Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan perencanaan perpipaan adalah

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 25 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama

sehingga didapatkan :

$p_2 - p_1 = 0$ dan $v_2 - v_1 = 0$ dimana untuk aliran laminar nilai $\alpha = 0,5$ berdasarkan persamaan Bernaulli (Geankoplis. 1997) maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (1,0 \times 0) + 9,8067 \times (25 - 0) + 0,1697 &= W_s \\ W_s &= -245,3360 \text{ J/Kg} \\ &= -245,3360 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

- d Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{245,3360}{9,8067} = 25,0173 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 199 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

- d Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant, 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 2,6880 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 60\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{245,3360}{60\%} = 408,8933 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} = 0,1715 \text{ Kg/s}$$

$$= 408,8933 \text{ J/Kg} \times 0,1715 \text{ Kg/s}$$

$$= 70,10639 \text{ J/s}$$

$$= 70,10639 \text{ Watt}$$

$$= 0,0940 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ HP}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : mengalirkan kaslsium hidroksida dari storage menuju tangki netralizer

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 0,60

Daya pompa : 0,5 HP

Diameter dalam pipa : 0,0092 m

Diameter luar pipa : 0,0137 m

Kapasitas pompa : 2,6880 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : AC5 Horizontal Centrifugal pump

Maximum Flow : 95 gpm

HP Required : 0,5 hp

Inlet Connection Type : FNPT

Inlet : 1,50 inches

Outlet Connection Type : FNPT
Outlet : 1,25 inches
Voltage : 460
Phase : 3
Speed : 3450 RPM
Material : Stainless steel
Max. SG : 1.20
Viscosity : 3.20 cp 40.00 ssu
Mechanical Seal Type: : Single stage



58. Storage CaSO₄ (F -187)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menyimpan CaSO₄ untuk dijual
Tipe : Gudang
Bahan Konstruksi : Beton bertulang
Waktu tinggal : 90 hari
Kapasitas : 1134,3767 Kg/jam
Densitas : 2,9605 Kg/L = 2960,5 Kg/m³ =
184,8176 lbm/ft³
Suhu operasi : 27 °C
Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Bahan (V_B)

Rate volume = Kapasitas CaSO₄ : Densitas
= 1134,3767 Kg/jam : 2960,5 Kg/m³
= 0,3832 m³/jam

Berat CaSO₄ selama 7 hari

Berat CaSO₄ = 0,3832 m³/jam x 90 hari x 24 jam
= 827,6485718 m³

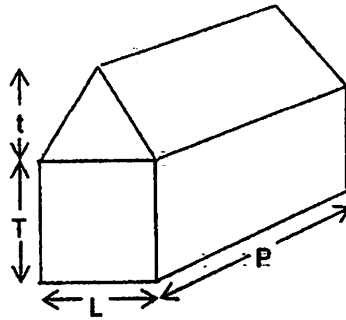
C. Menentukan Volume Gudang (V_G)

Padatan KOH pada gudang mengisi 85% dari kapasitas
total gudang sehingga ruang kosong pada gudang sebesar 15%

$V_G = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$
 $V_G = 15\% V_{\text{ruang kosong}} + 827,648572 \text{ m}^3$
 $85\% V_T = 827,6485718 \text{ m}^3$
 $V_T = 973,7042021 \text{ m}^3$
= 34384,4165 ft³
= 59419308,1179 in³

D. Rencana Desain Gudang

Direncanakan : Perbandingan (panjang : lebar : tinggi) adalah
2 : 1,5 : 0,5



Keterangan :

P = panjang

L = lebar

T = tinggi

t = tinggi atap

maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= \text{Panjang} \times \text{lebar} \times \text{Tinggi} \\ 973,7042 \text{ m}^3 &= 2,0 \text{ p} \times 1,5 \text{ p} \times \text{l p} \\ 973,7042 \text{ m}^3 &= 1,5 \text{ p}^3 \\ 649,1361 &= \text{p}^3 \\ \text{p} &= 8,658552 \text{ m} \approx 9 \text{ m} \\ \text{l} &= 6,493914 \text{ m} \approx 7 \text{ m} \\ \text{t} &= 2,164638 \text{ m} \approx 2 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi Gudang CaSO₄

Tipe : Gudang
 Fungsi : Menyimpan CaSO₄ sebagai bahan penetralan
 Volume (V₀) : 973,7042 m³
 Ukuran : Panjang : 9 m
 : Lebar : 7 m
 : Tinggi : 2 m
 Bahan Konstruksi : Semen
 Jumlah gudang : 1 buah

59. Bin Ca(OH)₂ (F - 188)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi : Untuk Tempat penyimpanan sementara Ca(OH)₂ selama 6 jam
 Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°
 Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
 Allowed stress (f) : 18750

Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
Faktor pengelasan	:	0,8
Faktor korosi (C)	:	1/16 = 0,0625 in
L/D	:	2 (Ulrich, 1984)
Waktu Tinggal	:	8 jam
Rate feed masuk	:	617,2344 Kg/jam = 1360,755 lbm/jam
Densitas	:	2,044 g/cm ³ = 2,044 Kg/L = 2044 Kg/m ³ = 127,6025 lbm/ft ³
Suhu operasi	:	27 °C
Tekanan Operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Jumlah Bin	:	1 buah

B. Menentukan Volume Bahan (V_B)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volume} &= \text{Rate masuk KOH} : \text{Densitas} \\
 &= 617,2344 \text{ Kg/jam} : 2044,0 \text{ Kg/m} \\
 &= 0,3020 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume KOH selama } 8 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume KOH} &= 0,3020 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\
 &= 2,4158 \text{ m}^3 = 85,3088 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

KOH pada *Bin* mengisi 80% dari volume total, sehingga

Volume ruang kosong pada *Bin* sebesar 20%

$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% V_{\text{ruang kosong}} + 2,4158 \text{ m}^3$$

$$80\% V_T = 2,4158 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 V_T &= 3,0197 \text{ m}^3 = 106,6360 \text{ ft}^3 \\
 &= 184,2764 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)

$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \Pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$V_{\text{conical}} = \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha}$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

adalah

$$L_s/D_T = 2,0$$

(Ulrich, 1984)

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

(Brownell and Young, 1959)

dimana α dari *conical dished* = 120

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$V_T = \left| (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \right| + \left| (3,14 \cdot D_T^3) / (24 \tan 1/2 (120)) \right|$$

$$106,6360 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 2D_T) + 0,0755$$

$$106,6360 \text{ ft}^3 = 1,5700 D_T^3 + 0,0755 D_T^3$$

$$D_T^3 = 64,80325529 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 4,0167 \text{ ft} = 1,2243 \text{ m} = 48,2000$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{ls})

$$V_L = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2$$

$$85,3088 \text{ ft}^3 = 0,25 \times 3,14 \times 4,0167^2 \times$$

$$0,0755 \times 4,0167^3$$

$$L_{ls} = 6,3494 \text{ ft} = 1,9353 \text{ m} = 76,1932$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

$$\text{tekanan } 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{127,6025 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 6,3494}{144 \times 32,174}$$

$$= 5,6264 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 5,6264 + 14,696 = 14,6960$$

$$= 5,6264 \text{ psig}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

Allowable stress (f) : 18750

Faktor pengelasan (E) : 0,8
 Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in
 Standarisasi ts : ts < 5/8 in

$$ts = \frac{\pi \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times \pi))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{5,6264 \times 48,2000}{2 \times (18750 \times 0,80) - (0,6 \times 5,6264)} +$$

$$= 0,0715 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \left(\frac{3}{16}\right) = 0,0048 \text{ m}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

($ts_{\text{rancangan}} < ts_{\text{standart}}$)

G. Menentukan Standarisasi Do

$$D_o = D_T + (2 \times ts)$$

$$= 48,2000 + 0,3750$$

$$= 48,5750 \text{ in} = 1,2338 \text{ m}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 16 \text{ in} = 0,4064 \text{ m}$$

$$icr = 1,0 \text{ in}$$

$$r = 15 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_o = D_T + (2 \times ts)$$

$$16 = D_T + 0,3750$$

$$D_T = 15,6250 \text{ in} = 1,3021 \text{ ft} = 0,3969 \text{ m}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = hb + Ls$$

Dimana :

Tinggi tutup bawah yang berbentuk conical adalah

$$hb = \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0,5 \times 1,3021 \text{ ft}}{1,7321}$$

$$= 0,3759 \text{ ft} = 0,1146 \text{ m} = 4,5104 \text{ in}$$

$$Ls = 2,0 \times D_T = 2,0 \times 1,3021 \text{ ft}$$

$$= 2,6042 \text{ ft} = 0,7938 \text{ m} = 31,2500 \text{ in}$$

$$de = D_T = 1,3021 \text{ ft} = 15,6250 \text{ in} = 0,3969 \text{ m}$$

I. Menentukan tebal tutup bawah

$$t_{hb} = \frac{\text{Pi} \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2 \alpha} + C$$

Dimana : $\cos 1/2 \alpha = 0,5$

$$= \frac{5,6264 \times 15,6250}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,6 \times 5,6264 \times 0,5} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0684 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

Spesifikasi Bin CaOH₂

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan sementara KOH selama 8 jam

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe Pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

Volume tangki (V_T) : 106,6360 ft³

Diameter tangki (D_T) : 15,6250 in

Diameter Luar (D_o) : 16,0000 in

Tebal Silinder (t_s) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (L_s) : 2,6042 ft

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 0,1875 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 0,3759 ft

Tinggi tangki : 2,9800 ft

Jumlah : 1 buah

60 Destilasi (D-190)

A. Dasar Perancangan

- Fungsi : Memisahkan air dan methanol
- Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah standart dishead dished dengan sudut puncak 120°
- Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
- Allowable stress (f) : 18750
- Tipe pengelasan : Single Welding Butt Joint without backing up Strip
- Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in
- Faktor pengelasan (E) : 0,85
- L/D : 1,5 (Ulrich, 1984)
- Waktu tinggal : 1 jam
- Kompisisi masuk : 51283,2509 Kg/jam
= 113060,81 lbm/jam
- Suhu operasi : 27 °C
- Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
- Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

- 4 Menentukan fraksi mol, densitas dan viskositas

Data densitas dan viskositas diperoleh dari Perry's 8th. 2008 dan Geankoplis.1997

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Metanol	1.698,4166	0,0339	0,7867	5,47E-04
Air	48.450,4576	0,9661	0,9965	8,55E-04
Total	50.148,8742	1,0000	0,9894	8,44E-04

$$\text{Densitas campuran} = 989,4 \text{ Kg/m}^3 = 61,767 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 5,67\text{E-}04 \text{ lbm/ft.s}$$

- 4 Menentukan Rate Volumetric pada Mixer II

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate Feed masuk}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \underline{\underline{113.060,8057 \text{ lbm/jam}}} \end{aligned}$$

$$= 61,7670 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 1.830,4417 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

d. Menentukan Volume Larutan

Volume larutan dalam Mixer I per 60 menit waktu operasi

$$= 1.830,4417 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam}$$

$$\cong 1.830,4417 \text{ ft}^3 \cong 13.693,5345 \text{ galon}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total silinder sehingga ruang kosong sebesar 20%

$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% V_T + 1.830,4417 \text{ ft}^3$$

$$80\% V_T = 1.830,4417 \text{ ft}^3$$

$$V_T \cong 2288,0521 \text{ ft}^3 \cong 64,7908 \text{ m}^3$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$V_{\text{dished}} = \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$V_{\text{silinder}} \cong (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot Ls)$$

$$V_{\text{Total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{dishead}} \text{ (Brownell and Young, 1959)}$$

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dengan diameter tangki (D_T)

adalah $Ls/D_T = 1,5$ (Ulrich, 1984)

$$2288,0521 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 1,5D_T) + (2 \cdot 0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$2288,0521 \text{ ft}^3 = 1,1775 D_T^3 + 0,1694 D_T^3 +$$

$$2288,0521 \text{ ft}^3 = 1,3469 D_T^3$$

$$D_T^3 = 1698,7543 \text{ ft}^3$$

$$D_T = 11,9319 \text{ ft}$$

$$= 3,6369 \text{ m} = 143,1830 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_L)

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder maka :

$$Vol_{Liquid} = V_{tutup\ bawah} + V_{silinder}$$

$$V_L = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls}$$

$$1830,4417 \text{ ft}^3 = 0,25 \times 3,14 \times \left| \frac{11,9319^3}{0,0000 \times 11,9319} \right| + 11,9319^2 \times L_{ls}$$

$$L_{ls} = 16,3782 \text{ ft}$$

$$= 4,9921 \text{ m} = 196,5403 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{61,7670 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 16,3782 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 7,0252 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$= 7,0252 + 14,696 = 14,696$$

$$= 7,0252 \text{ psig}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up Strip*

Allowable stress (f) : 18750 lb/in²

Faktor pengelasan (E) : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16 in = 0,0625 in

Standarisasi t_s : $t_s < 5/8 \text{ in}$ (Hesse.1984)

$$t_s = \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{7,0252 \times 143,1830}{2((18750 \times 0,85) - (0,6 \times 7,0252))} + 0,0625$$

$$= 2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 7,0252) \quad 16$$

$$= 0,0941 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} = 0,0048 \text{ m}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder
($t_{\text{rancangan}} < t_{\text{standart}}$)

G. Menentukan Standarisasi Do

$$D_o \equiv D_T + (2 \times t_s)$$

$$= 143,1830 + 0,3750 = 143,5580 \text{ in} = 3,6464 \text{ m}$$

Dari tabel 5,7 hal 91 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 144 \text{ in} = 3,6576 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 8 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$r = 132 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$D_T = D_o - (2 \times t_s)$$

$$= 144 - 0,3750$$

$$= 143,6250 \text{ in} = 11,9688 \text{ ft} = 3,6481 \text{ m}$$

Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} + V_{\text{conical}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$2288,0521 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (2 \cdot 0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$2288,0521 \text{ ft}^3 = 112,4520 L_s + 290,4423$$

$$L_s = 17,7641 \text{ ft} = 5,4146 \text{ m}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{17,7641 \text{ ft}}{11,9688 \text{ ft}} = 1,4842 \text{ P (Memenuhi)}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana :

H : Tinggi tangki storage (ft)

h_a : Tinggi tutup atas *standart dished* (ft)

h_b : Tinggi tutup bawah *conical dished* (ft)

L_s : Tinggi silinder (ft)

Perhitungan tinggi tutup atas tergantung pada jenis tutup tangki yang digunakan, untuk jenis *standard dished* rumus tinggi tutup atas adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 h_a &= 0,169 \times D_T && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= 0,169 \times 11,9688 \text{ ft} \\
 &= 2,0227 \text{ ft} = 0,6165 \text{ m} = 24,2726 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$h_a \approx h_b \approx 24,2726 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= h_a + h_b + L_s \\
 &= 2,0227 + 2,0227 + 17,7641 = 21,8095 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

I. Menentukan tebal tutup atas & bawah

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,855 \times \bar{P}_i \times \bar{D}_T}{(f \times E) - (0,1 \times P_i)} + C \\
 &= \frac{0,855 \times 7,0252 \times 143,6250}{\left| 18750 \times 0,85 \right| - \left| 0,1 \times 7,0252 \right|} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1185 \text{ in} \\
 &= 0,0030 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi kolom Destilasi

Fungsi : Memisahkan air dan metanol

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah standart dished

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Tipe Pengelasan : Single Welding Butt Joint without backing up Strip

Volume tangki (V_T) : 2288,0521 ft³

Diameter tangki (D_T) : 143,1830 in

Diameter Luar (D_o) : 144,0000 in

Tebal Silinder (t_s) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (L_s) : 17,7641 ft

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,1185 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 2,0227 ft

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 0,1185 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 2,0227 ft

Tinggi reaktor (H) : 21,8095 ft

61. Cooler (E - 154)

Fungsi : Mendinginkan methanol recycle dari evaporator I

Tipe : *Shell and Tube*

Asumsi :

- Ukuran tube : 3/4 " OD 18 BWG panjang 16 ft
- Susunan tube : Segitiga
- Pitch : 1 "
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft² oF
- ΔP shell = 10 psi
- ΔP tube = 10 psi

Diketahui :

- Suhu bahan masuk shell = 117,848 °C
- Suhu bahan keluar shell = 30 °C
- Suhu air masuk tube = 27 °C
- suhu air keluar tube = 100 °C

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 5.530,6692 Kg/jam
= 12.192,8333 Lbm/jam
- Air pendingin = 6.862,9619 Kg/jam
= 15.129,9865 Lbm/jam

Panas yang diserap air pendingin :

$$Q = m.C_p.\Delta T$$

$$\begin{aligned} \text{diketahui } C_p \text{ air} &= 0,9995 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \\ &= 5.530,6692 \times 0,9995 \times 73 \\ &= 403.536,9822 \text{ Kcal / jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.601.337,2309 \quad \text{BTU / jam} \\
 \Delta T_1 &= 117,848 - 100 = 17,8482 \quad ^\circ\text{C} \\
 \Delta T_2 &= 30 - 27 = 3 \quad ^\circ\text{C} \\
 \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \\
 &= \frac{17,84821486 - 3}{\ln(17,84821 / 3)} \\
 &= 8,3263 \quad ^\circ\text{C} = 46,9873 \quad ^\circ\text{F} \\
 R &= \frac{117,848 - 30}{100 - 27} = 1,2034 \\
 S &= \frac{100 - 27}{117,848 - 100} = 4,0900
 \end{aligned}$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}} \\
 &= 1 \times 8,3263 \\
 &= 8,3263 \quad ^\circ\text{C} = 46,9873 \quad ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$\begin{aligned}
 - t_c &= 0,5 \times (27 + 100) = 63,5 \quad ^\circ\text{C} \\
 - T_c &= 0,5 \times (117,8482 + 117,848) = 117,848 \quad ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Mencari IDs dengan cara Trial UD

Bahan yang didinginkan terdiri atas sebagian besar gliserol (light organic)

Maka dari Kern tabel 8 hal 840 didapat :

$$\begin{aligned}
 \text{UD} &= 75 - 150 \quad \text{Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 \text{Trial UD} &= 100 \quad \text{Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 A &= \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T_{\text{LMTD}}}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{1.601.337,2309}{100 \times 46,9873}$$

$$= 340,8019 \text{ ft}^2$$

Dari kern tabel 10 didapat $a'' = 0,1963$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= \frac{340,8019}{0,1963 \times 16}$$

$$= 108,5080$$

N_t hasil trial distandardkan dengan Kern, tabel 9 hal 842 didapatkan N_t

standart = 52 ; IDs = 10 in

$$\text{UD koreksi} = \frac{N_t}{N_{t\text{standart}}} \times \text{UD trial}$$

$$= \frac{108,5080}{52} \times 100$$

$$= 208,6692 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

UD koreksi memenuhi karena masih masuk dalam range

100-150 Btu/j.ft².°F

Menentukan jarak antar baffle

Ketetapan : B = (1/5 sampai 1) IDs

Maka dipilih B = 6

$$N + 1 = \frac{l \times 12}{B}$$

$$= \frac{16 \times 12}{6}$$

$$= 32$$

Diameter ekivalen (d_e) = 0,73 in

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Tipe HE : 1 - 2

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Air)
IDs = 10 in	do = 3/4 in
n' = 1	di = 0,6520 in
de = 0,73 in = 0,0608 ft	= 0,0543 ft
B = 6	a' = 0,334 in ²
	a'' = 0,1963 ft ² /ft
	l = 16
	n = 2
	P _T = 1
	C' = P _T - 3/4
	= 1 - 0,75
	= 0,25 in
	N _t standart = 52
	Susunan segitiga
	10 BWG

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (air)
<p>1. Menghitung N_{Re}</p> $a_s = \frac{IDs \times B \times C'}{n' \times P_T \times 144}$ $= \frac{10 \times 6 \times 0,25}{1 \times 1 \times 144}$	<p>1'. Menghitung N_{Re}</p> $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{52 \times 0,334}{2 \times 144}$

$$= 0,1042 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{m}{a_s} = \frac{12.192,8333}{0,1042}$$

$$= 117.051,2000 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

$$\mu = 5,5E-04 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 0,5501 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0608 \times 117.051,2000}{0,5501 \times 2,42}$$

$$= 2.610,5195$$

2. Mencari faktor panas (JH)

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 35 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$C_p = 0,9301 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$$

$$= 8,1365 \text{ BTU/lbm °F}$$

$$k \cong 0,102 \text{ (Kern, hal 800)}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$h_o = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 2.483,8700 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 0,0603 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{15.129,99}{0,0603}$$

$$= 250.888,7676$$

$$\mu = 0,0140 \text{ Kg/m.s}$$

$$= 14 \text{ cp}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i \times G_t}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,0543 \times 250.888,77}{14 \times 2,42}$$

$$= 402,350149$$

2.' Mencari faktor panas

Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :

$$JH = 10 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

3. Mencari harga koefisien film

$$k = 0,3623 \text{ (Kern, hal 800)}$$

$$C_p \cong 1,0000 \text{ Kcal/(Kg. °C)}$$

$$= 8,7484 \text{ BTU/lbm °F}$$

$$h_i = JH \frac{k}{d_i} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 5.574,1494$$

$$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$$

$$= 5.574,1494 \times \frac{0,6520}{0,7500}$$

$$= 4845,79385$$

Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$= \frac{4.845,7938 \quad \times \quad 2.483,8700}{4.845,7938 \quad + \quad 2.483,8700}$$

$$= 1642,1384 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$R_D = \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}} = \frac{1.642,1384 - 208,6692}{1.642,1384 \times 208,6692}$$

$$= 0,00418331 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$R_D > R_D$ tetapan maka memenuhi syarat

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
$N_{Re} = 2.610,5195$ $f = 0,0005$ (Kern, hal 839)	$N_{Re} = 402,3501$ $f = 0,0003$ (Kern, hal 839)
Menghitung ΔP karena panjang shell	Menghitung ΔP karena panjang tube
$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g \times \phi_s}$ $= 0,0575 < 10$ <p>(Memadai)</p>	$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times l \times n}{5,22 \times 10^{10} \times d_i \times S_g \times \phi_s}$ $= 0,0022$
	Menghitung ΔP karena tube passes
	$v = \frac{G_t}{3600 \times 62,5}$ $= \frac{250.888,7676}{3600 \times 62,5}$ $= 1,1151 \text{ ft/detik}$
	$\Delta P_n = \frac{4 \cdot \pi}{s} \times \left \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \right \times \rho$ $= \frac{144}{144} \times \dots$

	= 0,0067
ΔP_T	= $\Delta P_1 + \Delta P_n$
	= 0,0022 + 0,0067
	= 0,0089 < 10
	(Memadai)

Spesifikasi alat :

Nama alat : Cooler IV

Fungsi : Mendinginkan methanol recycle dari evaporator I

Tipe : Shell and Tube 1 - 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 5.530,6692 Kg/jam

Rate Steam : 6.862,9619 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 10 in = 0,2540 m

Jarak antar *baffle* = 6 in = 0,1524 m**Bagian Tube**

Jumlah Tube = 52 buah

Diameter luar (do) = 3/4 in = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,6520 in = 0,0166 m

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 16 ft = 4,8769 m

Jumlah = 1 buah

62. Kondensor II (E - 192)

Fungsi : Mengkondensasi dan mendinginkan metanol dari destilasi

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Rate massa : 48.450,4547 Kg

Direncanakan :

- Suhu bahan masuk shell = 67,32 °C
- Suhu bahan keluar shell = 67,32 °C
- Suhu air masuk = 27 °C
- Suhu air keluar = 60 °C
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft²°F

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 48.450,4547 Kg/jam
= 106.813,1717 Lbm/jam
- Rate pendingin = 349.852,0330 Kg/jam
= 771.278,7324 Lbm/jam

Panas yang diserap air pendingin :

$$Q = m.C_p.\Delta T$$

$$\begin{aligned} \text{diketahui } C_p \text{ air} &= 1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \\ &= 349.852,0330 \times 1,0001 \times 33 \\ &= 11.546.271,6007 \text{ kkal / jam} \\ &= 45.818.538,0981 \text{ BTU / jam} \end{aligned}$$

$$\Delta T_1 = 67,32 - 60 = 7,31777 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 67,32 - 27 = 40,3178 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 \cdot \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{7,31777}{\ln(7,3178 / 40,3178)} - 40,3178 \\
 &= 19,3380 \text{ } ^\circ\text{C} = 66,80835846 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 R &= \frac{67,32 - 67,32}{27 - 60} = 0 \\
 S &= \frac{60 - 27}{67,318 - 60} = 4,5096
 \end{aligned}$$

Dari Kern fig 18 hal 828 didapatkan $F_t = 1$

$$\begin{aligned}
 \Delta \bar{T} &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\
 &= 1 \times 19,3380 \\
 &= 19,3380 \text{ } ^\circ\text{C} = 66,8084 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung suhu kalorik

$$\begin{aligned}
 - t_c &= 0,5 \times (60 + 27) = 43,5 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 - T_c &= 0,5 \times (67,318 + 67,3178) = 67,318 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart ^(Kern tabel 6.2 hal 110) yaitu : 4 x 3 "

IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan :

Bagian Annulus (Metanol)	Bagian Pipe (Steam)
$A_{an} = 3,14 \text{ in}^2 = 0,0218 \text{ ft}^2$	$A_p = 7,38 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2$
$d_e = 1,14 \text{ in} = 0,0950 \text{ ft}$	$a'' = 0,9170 \text{ ft}^2/\text{ft}$
$d_{e'} = 0,58 \text{ in} = 0,0483 \text{ ft}$	$d_i = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$
	$d_o = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (Metanol)	Bagian Pipe (Steam)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$G_{an} = \frac{M}{A_{an}}$ $= \frac{106.813,1717}{0,0218}$ $= 4.898.438,4491$	$G_p = \frac{M}{A_p}$ $= \frac{771.278,7324}{0,0513}$ $= 15.049.341,1193$
$\mu = 0,0022 \text{ Kg/m.s}$ $= 2,178 \text{ cp}$	$\mu = 0,0007 \text{ Kg/m.s}$ $= 0,74 \text{ cp}$
$N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,0950 \times 4.898.438,4491}{2,178 \times 2,42}$ $= 517.057,3918$	$N_{Re} = \frac{di \times G_p}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,26 \times 15.049.341,1193}{0,74 \times 2,42}$ $= 1.048.561,7127$
2. Mencari faktor panas	2.' Mencari faktor panas
Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :	Dari Kern fig.28 hal 838 didapat :
$JH = 600 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$	$JH = 45 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$
3. Mencari harga koefisien film	3. Mencari harga koefisien film
$C_p = 0,93 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ C)$ $= 8,1421 \text{ BTU/lbm } ^\circ F$	$C_p = 1,0001 \text{ Kcal/(Kg. } ^\circ C)$ $= 8,7492 \text{ BTU/lbm } ^\circ F$
$k = 0,124 \text{ (Kern, hal 800)}$	$k = 0,3623 \text{ (Kern, hal 800)}$
$h_o = JH \frac{k}{de} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 96.597,2746$	$h_i = JH \frac{k}{di} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 2.000,6252$
	$h_{io} = h_i \frac{di}{do}$

	$= 2.000,6252 \times \frac{3,0680}{3,5000}$ $= 1753,6909$
--	---

Mencari tahanan panas pipa bersih (U_c)

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

$$= \frac{1.754 \times 96.597,2746}{1.754 + 96.597,2746}$$

$$= 1722,4209 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari tahanan panas pipa terpakai (U_D)

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

$$0,001 = \frac{1.722,4209 - U_D}{1.722,4209 \times U_D}$$

$$1,7224 U_D = 1.722,4209 - U_D$$

$$U_D = 632,6799$$

Mencari Panjang Ekonomis

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{45.818.538,0981}{632,6799 \times 66,8084}$$

$$= 1.083,9928 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft² maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{1.083,9928}{0,9170}$$

$$= 1.182,1078 \text{ ft}$$

Mencari harga L ekonomis :

l (ft)	n	L _{baru}	A _{baru}	U _{Dbaru}	RD _{baru}	Overdesign
12	49,254 = 50	1200	#####	623,2465	-0,0010	202,3923
15	39,404 = 40	1200	#####	623,2465	-0,0010	202,3923
20	29,553 = 30	1200	#####	623,2465	-0,0010	202,3923

Keterangan :

$$n = \frac{L}{2.l} ; \quad L_{\text{baru}} = n \cdot 2.l \quad ; \quad A_{\text{baru}} = . L_{\text{baru}}$$

$$UD_{\text{baru}} = \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T_{\text{LMTD}}} ; \quad RD_{\text{baru}} = \frac{U_c - U_{D \text{ baru}}}{U_c \times U_{D \text{ baru}}}$$

$$\text{Over design} = \frac{RD_{\text{baru}} - RD_{\text{ketetapan}}}{RD_{\text{ketetapan}}} \times 100\%$$

Diambil Over design terkecil yaitu 202,3923 % yaitu dengan panjang pipa 12 ft dan hairpin sebanyak 50 buah

Evaluasi Penurunan Tekanan (ΔP)

Bagian Shell (Minyak)	Bagian Tube (Steam)
Mencari ΔP karena panjang pipa	Mencari ΔP pipa
$N_{Re} = 517.057,3918$	$N_{Re} = 1.048.561,713$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{re}^{0,42}}$
$= 0,0046$	$= 0,0043$
$\rho = 0,7867 \text{ Kg/L}$	$\rho = 1,0785 \text{ Kg/L}$
$= 786,7000 \text{ Kg/m}^3$	$= 1078,5256 \text{ Kg/m}^3$

$= 49,1120 \text{ Lbm/ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4 f G_{an}^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 d e'} \times \frac{\rho}{144}$ $= 2,293$ <p>Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $v = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$ $= \frac{4.898.438,4491}{3600 \times 49,1120}$ $= 27,706 \text{ ft/detik}$ $\Delta P_n = n \times \left \frac{v^2}{2 \cdot gc} \right \times \frac{\rho}{144}$ $= 6,509$ $\Delta P_{an} = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 2,293 + 6,509$ $= 8,803 < 10$ <p style="text-align: center;">(Memadai)</p>	$= 67,3300 \text{ Lbm/ft}^3$ $\Delta P_p = \frac{4 f G_p^2 L}{24.18 \cdot 10^8 \rho^2 d i} \times \frac{\rho}{144}$ $= 7,487 < 10$ <p style="text-align: center;">(Memadai)</p>
---	--

Spesifikasi alat :

Nama alat : Condensor II

Fungsi : Mengkondensasi dan mendinginkan metanol dari destilasi

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3 " IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 48.450,4547 Kg/jam

Rate air : 349.852,0330 Kg/jam

Jumlah hair pin : 50 buah

Diameter luar pipa : 3,5 in = 0,0889 m

Diameter dalam pipa : 3,068 in = 0,0779 m

Panjang : 12 ft = 3,6576 m

Jumlah : 1 buah

63. Storage Metanol (F - 193)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Menyimpan Metanol sebagai bahan baku dalam proses Esterifikasi I dan II serta Transesterifikasi
Tipe	:	<i>Dome roof</i> (tangki vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i>).
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Allowable stress (<i>f</i>)	:	18750
Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
Faktor korosi (<i>c</i>)	:	1/16 in = 0,0625 in
Faktor pengelasan (\bar{E})	:	0,8
Waktu tinggal	:	7 hari
L/D	:	2 (Ulrich, 1984)
Rate feed masuk	:	6.291,8076 Kg/jam
Densitas metanol	:	0,7867 Kg/L = 786,658 Kg/m ³ 49,1093 lbm/ft ³ (Perry. 1997)
Jumlah storage	:	1 buah
Suhu operasi	:	27 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia (Brownell and Young, 1959)

B. Menentukan Rate Bahan (V_L)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volume metanol} &= \text{Kapasitas metanol} : \text{densitas metanol} \\
 &= 6291,807566 \text{ Kg/jam} : 786,7 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 7,9981 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Volume metanol selama 7 hari

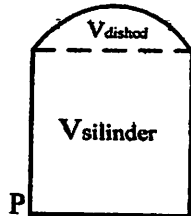
$$\begin{aligned}
 \text{Volume metanol} &= 7,9981 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7 \times 24 \text{ jam} \\
 &= 1343,688962 \text{ m}^3 \\
 &= 47449,6883 \text{ ft}^3 = 81997,25157 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Metanol pada *dome roof* mengisi 90% dari volume total *dome roof* sehingga ruang kosong sebesar 10%.

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\
 V_T &= 10\% \cdot V_T + 1343,688962 \text{ m}^3 \\
 90\% V_T &= 1343,688962 \text{ m}^3 \\
 V_T &= 1492,987735 \text{ m}^3 \\
 &= 52721,8759 \text{ ft}^3 = 91108,0573 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



$$V_{\text{dishod}} = \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s)$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dishod}}$$

Pinggir silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T)

adalah

$$L_s/D_T = 2,0 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$V_T = (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$1492,98774 \text{ m}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot 2D_T) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$1492,98774 \text{ m}^3 = 1,5700 D_T^3 + 0,0847 D_T^3$$

$$D_T^3 = 902,2709464 \text{ m}^3$$

$$D_T = 9,6630 \text{ m}$$

$$= 31,7024 \text{ ft} = 380,4326 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_L)

Campuran feed masuk menempati tutup bawah

maka :

$$Vol_{\text{Liquid}} = V_{\text{tutup bawah}}$$

$$V_L = 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{Ls}$$

$$1343,68896 \text{ m}^3 = 0,25 \times 3,14 \times (11,7504)^2 \times L_{Ls}$$

$$L_{Ls} = 18,33177187 \text{ m}$$

$$= 60,1429 \text{ ft} = 721,7219 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangan pada

tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{\text{is}})}{144} \\
 &= \frac{49,1093 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 60,1429}{144 \times 32,174} \\
 &= 20,5110 \text{ psia} = 35,2070 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 35,2070 - 14,6960 \\
 &= 20,5110 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Tekanan operasi pada tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
Allowable stress (f)	:	18750
Faktor pengelasan (E)	:	0,8
Faktor korosi (C)	:	1/16 in = 0,0625 in

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_T}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= \frac{20,5110 \times 380,4326}{2 \times (18750 \times 0,8) - (0,6 \times 20,5110)} + \\
 &= 0,3228 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \quad (3/16) = 0,0048 \text{ m} \\
 D_o &= D_T + (2 \times t_s) \\
 &= 380,4326 + 0,3750 \\
 &= 380,8076 \text{ in} \\
 r &= D_T = 9,6630 \text{ m} = 380,4326 \text{ in} = 31,7024 \\
 \text{icr} &= 6\% \text{ dari } D_T \\
 &= 6\% \times 9,6630 \text{ m} \\
 &= 0,5798 \text{ m} = 22,8260 \text{ in} = 1,90214 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + L_s$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 h_a &= 0,169 \times D_T \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= 1,169 \times 9,6630 \text{ m} \\
 &= 11,2961 \text{ m} = 37,0601 \text{ ft} = 444,7257 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebagai berikut :

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T) adalah L_s/D_T , sehingga $L_s/D = 2,0$

$$\begin{aligned}
 L_s &= 2,0 \times D_T \\
 &= 2,0 \times 9,6630 \text{ m} \\
 &= 19,3260 \text{ m} = 63,4048 \text{ ft} = 760,8652 \text{ in} \\
 H &= h_a + L_s \\
 &= 11,2961 + 19,3260 \\
 &= 30,6221 \text{ m} = 100,46489 \text{ ft} = 1205,5909 \text{ in}
 \end{aligned}$$

I Menentukan Tebal Tutup Atas (t_{ha})

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,855 \times P_i \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times P_i)} + C \\
 &= \frac{0,855 \times 20,5110 \times 380,4326}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 20,5110} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,5073 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in } (3/16) = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Storage Metanol

Fungsi : Menyimpan Metanol sebagai bahan baku dalam proses Esterifikasi 1 dan 2 dan Transesterifikasi

Tipe : *Dome roof* (tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas *standard dished*).

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Volume tangki (V_T)	:	52721,8759	ft ³
Diameter tangki (D_T)	:	380,4326	in
Tinggi tangki (H)	:	100,4649	ft
Diameter Luar (D_o)	:	380,8076	in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	63,4048	ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	37,0601	ft
Jumlah	:	1	buah

64. Akumulator destilasi I (F - 194)

Fungsi : Sebagai tangki penampung sementara overnead vapor destilasi I.

Type : Horizontal knock drum (tangki silinder yang dipasang horizontal dengan kedua ujungnya berbentuk standart dished).

Dasar perencanaan :

- Temperaturu = 35 °C = 308,15 K
- Tekanan = 1,0 atm = 14,70 psia

Jumlah : 1 buah

- Diketahui :
- Massa : = 47965,953 kg/jam
 - = 47966 x 2,2046
 - = 105745,74 lb/jam
 - = densitas = 0,83 gr/cm³
 - = 51,8169 lb/ft³

Direncanakan :

- Bahan konstruksi = Carbon steel SA-135 grade B
- Allowable stress (f) = 12750
- Tipe pengelasan = double welded butt joint E = 0,8
- Faktor korosi (C) = $\frac{1}{16}$ in = 0,0625 in
- $\frac{L_i}{D_i}$ = 163,0
- Waktu tinggal = 10 menit = 0,17 jam

A. Menghitung volume tangki (V_T).

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetri} &= \frac{\text{Massa}}{\rho} \\ &= \frac{105745,7400 \text{ lb/jam}}{51,8169 \text{ lb/ft}^3} = 2040,7577 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{rate volumetri} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 2040,7577 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,167 \text{ jam} \\ &= 340,126291 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dari Vilbran, tabel 2-2 hal. 23, untuk tangki penampung mempunyai faktor

keamanan 20 % , maka volume tangki adalah :

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_L + V_{RK} \\
 V_T &= 340,12629 \text{ ft}^3 + 20 \% V_T \\
 V_T &\equiv 340,12629 \text{ ft}^3 \equiv 425,1579 \text{ ft}^3 \\
 &\quad \underline{\quad 0,80 \quad} \\
 V_T &= 734679,6379 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

B. Menghitung dimensi tangki (D_i).

Drum berupa silinder horizontal dengan kedua ujung berbentuk room head.

(Ulrich, Tabel 4-27 hal. 248)

$$\begin{aligned}
 V_T &\equiv (0,0847 \times D_i^3 \times 2) + \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_s \\
 425,1579 \text{ ft}^3 &= 0,1694 D_i^3 + 0,785 D_i^2 \times 3 D_i \\
 425,1579 \text{ ft}^3 &\equiv 0,1694 D_i^3 + 2,3550 D_i^3 \\
 425,1579 \text{ ft}^3 &= 2,5244 D_i^3 \\
 D_i &= 5,5224 \text{ ft} \\
 D_i &= 66,2692 \text{ in}
 \end{aligned}$$

C. Menghitung tinggi silinder (L_s).

$$\begin{aligned}
 L_s &= 3,0 \times D_i \\
 &= 3,0 \times 66,269 \text{ in} \\
 &= 198,808 \text{ in}
 \end{aligned}$$

D. Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls}).

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_{ls} \\
 340,1263 \text{ ft}^3 &= \frac{\pi}{4} \times (5,5224)^2 \text{ ft} \times L_{ls} \\
 340,1263 \text{ ft}^3 &= 23,9526 \text{ ft}^2 \times L_{ls} \\
 L_{ls} &= 14,20 \text{ ft} \\
 L_{ls} &= 170 \text{ in}
 \end{aligned}$$

E. Menghitung tekanan design (P_{design}).

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho(L_{ls} - 1)}{144} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{51,8169 \text{ lb/ft}^3 \times (14,2000 - 1) \text{ ft}}{144}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= 4,74987778 \text{ lb/ft}^2 = 0,0330 \text{ psia} \\
 P_{\text{design}} &= 14,7000 \text{ psia} + 0,0330 \text{ psia} \\
 &= 14,7330 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

F. Menghitung tebal tangki (ts).

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P_i \times D_i}{2 \times (f \times E - 0,6 P_i)} + C \\
 ts &= \frac{14,733 \text{ psia} \times 66,2692 \text{ in}}{2 \times (12750 \times 0,8) - (0,6 \times 14,7330) \text{ psia}} + \frac{1 \text{ in}}{16} \\
 ts &= \frac{976,34358 \text{ in}}{20382,32} + \frac{1 \text{ in}}{16} \approx 0,1104015 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \\
 ts &= \frac{36003,8 \text{ in}}{326117,1} = 0,1104015 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in} \approx \frac{3 \text{ in}}{16}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, tabel 5 - 7 hal. 90)

$$\begin{aligned}
 \text{Standardisasi } D_o &= D_i + 2 \times ts \\
 &= 66,2692 \text{ in} + (2 \times 0,1875) \\
 &= 66,6442 \text{ in} \approx 72 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, tabel 5 - 7 hal. 90)

$$\begin{aligned}
 \text{Harga } D_i \text{ baru} &= D_o - 2 \times ts \\
 &= 72 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 71,625 \text{ in} \\
 &= 5,9687 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Untuk } D_o = 72 \text{ in dan } ts = 0,1875 \text{ in didapat :}$$

$$icr = 4 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$r = 72 \text{ in}$$

(Brownell & Young, tabel 5 - 7 hal. 90)

$$\begin{aligned}
 \text{Luas tangki (A)} &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \\
 &= 0,25 \pi \times (71,6250)^2 \\
 &= 4029,2124 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

G. Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls}).

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times L_{ls} \\
 340,1263 \text{ ft}^3 &= \frac{\pi}{4} \times (5,9687)^2 \text{ ft} \times L_{ls} \\
 340,1263 \text{ ft}^3 &= 27,9801 \text{ ft}^2 \times L_{ls}
 \end{aligned}$$

$$L_{1s} = 12,1560 \text{ ft}$$

$$L_{1s} = 145,8737 \text{ in}$$

H. Menghitung tinggi silinder (L_s).

$$\begin{aligned} L_s &= 3,0 \times D_i \text{ baru} \\ &= 3,0 \times 71,625 \text{ in} \\ &= 214,875 \text{ in} \end{aligned}$$

I. Menghitung tebal tutup silinder (standart dished).

$$t_{ha} = t_{hb} = \frac{0,885 \times P_s \times r}{(f \times E - 0,1 \times P_s)} + C$$

$$r = D_i \text{ baru} = 71,6250 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} = t_{hb} &= \frac{0,8850 \times 14,73299 \text{ Psia} \times 71,6250 \text{ in}}{2 \times [(12750 \times 0,8) - (0,1 \times 14,733)] \text{ Psia}} \\ &+ \frac{1 \text{ in}}{16} \end{aligned}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = \frac{933,8963 \text{ in}}{20397,0534} + \frac{1 \text{ in}}{16}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = 0,10829 \text{ in}$$

J. Menghitung tinggi tutup.

$$h_a = h_b = 0,169 \times D_i$$

$$h_a = h_b = 0,1690 \times 71,6250 \text{ in}$$

$$h_a = h_b = 12,1046 \text{ in}$$

K. Menentukan tinggi storage (H).

$$\text{Tinggi akumulator} = \text{Tinggi silinder} + 2 \times \text{Tinggi tutup}$$

$$H = L_s + 2 \times h_a$$

$$H = 214,8750 \text{ in} + 8,9130 \text{ in}$$

$$H = 223,78800 \text{ in}$$

Spesifikasi alat tangki akumulator kolom destilas(H - 144)

- Kode alat : H - 144
- Fungsi : Untuk menampung sementara overhead vapor dari destilasi II
- Type : Horizontal Kock Drum (Tanki yang dipasang men-

datar dan kedua ujungnya bebrbentuk standard disk)

- Jumlah : 1 buah
- Waktu tinggal : 10 menit
- Spesifikasi tangki.
 - Bahan : Carbon steel SA 135 grade B
 - Volume tangki (V_T) = 734680 in³
 - Luas tangki (A) = 4029,212 in²
 - Diameter dalam tangki (D_i) = 71,6250 in
 - Diameter luar tangki (D_o) = 72 in
 - Tebal tangki (t_s) = 0,1875 in
 - Tinggi silinder (L_s) = 214,8750 in
 - Tebal tutup ($t_{ha} = t_{hb}$) = 0,1083 in
 - Ttinggi tutup ($h_a = h_b$) = 12,1046 in
 - Tinggi storage (H) = 223,7880 in
 -

65. Centrifugal Pump (L - 136)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari heat exchanger (E-112) ke heat exchanger (E-135)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate : 46.274,2609 Kg/jam =
102.016,2357 lbm/jam

Suhu operasi : 60 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	1.272,0320	0,0275	0,9400	0,0567
FFA	544,9457	0,0118	0,9200	0,0567
Metil ester	43.960,5479	0,9500	0,8700	0,0534
Gliserol	73,9428	0,0016	0,5381	0,0551
Metanol	403,6697	0,0087	0,7553	3,63E-04
KOH	18,7625	0,0004	2,0440	0,0069
Air	0,3605	0,0000	0,9940	4,69E-04
Jumlah	46.274,2609	1,0000	0,8715	0,0531

$$\text{Densitas} = 871,46 \text{ Kg/m}^3 = 54,4033 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0531 \text{ Kg/m.s} = 0,0356 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed minyak} : \text{Densitas} \\ &= \frac{102016,2357 \text{ lbm/jam}}{54,4033 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1875,1850 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0147 \text{ m}^3/\text{s} = 233,8043 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Richardson, 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 871,46 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan likuida sebesar 2,9460 m/s

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} \text{Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan likuida}} \\ &= \frac{0,0147 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9460 \text{ m/s}} = 0,0050 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \sqrt{\frac{0,0050}{0,25 \cdot 3,14}} = 0,0799 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{0,0799 \text{ m} \times 2,9460 \text{ m/s} \times 871,46 \text{ Kg/m}^3}{0,0531 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3864,8736 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminar*

Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (12,8540)^{0,53} \times (871,5)^{-0,37} \\ &= 92,6330 \text{ mm} = 3,6470 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Diameter dalam pipa (D_i)

Standarisasi D_i menggunakan *Appendik A-5* ^(Geankoplis, 1997) maka didapatkan ukuran pipa 4,026 in schedule number 40
 $D_i = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$

$$D_o = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$A = 8,219\text{E-}03 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0147 \text{ m}^3/\text{s}}{8,22\text{E-}03 \text{ m}^2} = 1,7946 \text{ m/s}$$

2 Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{\bar{D} \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,1023 \text{ m} \times 1,7946 \text{ m/s} \times 871,46 \text{ Kg/m}^3}{5,305\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 3014,6546$$

Jenis Aliran : laminar

$$\begin{aligned} \text{4 Fanning friction factor (f)} &= 16 : N_{re} \\ &= 16 : 3014,6546 \\ &= 0,0053 \end{aligned}$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari Centrifuge II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,7946^2}{2 \times 1} \right| = 0,8857 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0053 \times 15 \times 1,7946^2}{0,1023 \times 2}$$

$$= 5,0146 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 4 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{1,7946^2}{2} \right|$$

$$= 4,8309 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{1,7946^2}{2} \right|$$

$$= 0,2738 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke evapoator I

$$k_{\alpha} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{\alpha} = k_{\alpha} \cdot \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,7946^2}{2 \times 1} \right| = 1,6103 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{\alpha} \\ &= 0,8857 + 5,0146 + 4,831 + 0,2738 \\ &= 1,6103 \\ &= 12,6153 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan :

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m
- Diameter pipa masuk dan keluardianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan

Bernaulli (Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 12,6153$$

$$= W_s$$

$$\begin{aligned} W_s &= -110,6818 \text{ J/Kg} \\ &= -110,6818 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{110,6818}{9,8067} = 11,2864 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 188 (Coulson and Richardson. 1993) dapat disimpulkan bahwa :

$$\begin{aligned} \text{Untuk Rate Volumetrik} &: 0,0147 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Head Pump} &: 11,2864 \text{ m} \end{aligned}$$

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 1875,1850 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 233,8043 \text{ gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 77,0%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{110,6818}{77,0\%} = 143,7425 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 12,8540 \text{ Kg/s} \\ &= 143,7425 \text{ J/Kg} \times 12,8540 \text{ Kg/s} \\ &= 1847,66102 \text{ J/s} \\ &= 1847,66102 \text{ Watt} \\ &= 2,478 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

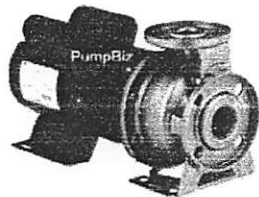
Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari heat exchanger (E-112) ke heat exchanger (E-135)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Maximum Flow : 2 - 170 gpm
HP Standard : 4 hp
Inlet Connection Type : FNTP
Inlet : 2.00 inches
Outlet Connection Type : FNTP
Outlet : 1.50 inches
Voltage : 230/460
Phase : 3
Motor : ODP
Speed : 3450 RPM
Viscosity : 3.20 cp 40.00 ssu
Material : Stainless Steel
Mechanical Seal Type: : Single Stage



66. Centrifugal Pump (L - 148)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari heat exchanger (E-135) ke heat exchanger (E-147)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate : 46.274,2609 Kg/jam =
102.016,2357 lbm/jam

Suhu operasi : 60 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Triglicerida	1.272,0320	0,0275	0,9400	0,0567
FFA	544,9457	0,0118	0,9200	0,0567
Metil ester	43.960,5479	0,9500	0,8700	0,0534
Gliserol	73,9428	0,0016	0,5381	0,0551
Metanol	403,6697	0,0087	0,7553	3,63E-04
KOH	18,7625	0,0004	2,0440	0,0069
Air	0,3605	0,0000	0,9940	4,69E-04
Jumlah	46.274,2609	1,0000	0,8715	0,0531

$$\text{Densitas} = 871,46 \text{ Kg/m}^3 = 54,4033 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0531 \text{ Kg/m.s} = 0,0356 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed minyak} : \text{Densitas} \\ &= \frac{102016,2357 \text{ lbm/jam}}{54,4033 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1875,1850 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0147 \text{ m}^3/\text{s} = 233,8043 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Richardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 871,46 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,9460 m/s

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} \Delta \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} \\ &= \frac{0,0147 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9460 \text{ m/s}} = 0,0050 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \sqrt{\frac{0,0050}{0,25 \cdot 3,14}} = 0,0799 \text{ m} \end{aligned}$$

Δ Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0799 \text{ m} \times 2,9460 \text{ m/s} \times 871,46 \text{ Kg/m}^3}{0,0531 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3864,8736 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold*

Number diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan

bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*

Δ Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14

(Coulson & Richardson's, 1997)

, dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (12,8540)^{0,53} \times (871,5)^{-0,37} \\ &= 92,6330 \text{ mm} = 3,6470 \text{ in} \end{aligned}$$

Δ Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan *Appendik A-5* ^(Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 4,026 in schedule number 40

$$Di = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

$$D_o = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$A = 8,219\text{E-}03 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0147 \text{ m}^3/\text{s}}{8,22\text{E-}03 \text{ m}^2} = 1,7946 \text{ m/s}$$

4 Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{\bar{D} \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,1023 \text{ m} \times 1,7946 \text{ m/s} \times 871,46 \text{ Kg/m}^3}{5,305\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 3014,6546$$

Jenis Aliran : laminar

$$4 \text{ Fanning friction factor } (f) = 16 : N_{re}$$

$$= 16 : 3014,6546$$

$$= 0,0053$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari *Centrifuge* II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,7946^2}{2 \times 1} \right| = 0,8857 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0053 \times 15 \times 1,7946^2}{0,1023 \times 2}$$

$$= 5,0146 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{1,7946^2}{2} \right|$$

$$= 4,8309 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v \cong 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{1,7946^2}{2} \right|$$

$$= 0,2738 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke evaporator I

$$k_{\alpha} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{\alpha} = k_{\alpha} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,7946^2}{2 \times 1} \right| = 1,6103 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{\alpha} \\ &= 0,8857 + 5,0146 + 4,831 + 0,2738 \\ &\cong 1,6103 \\ &= 12,6153 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan :

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m
- Diameter pipa masuk dan keluardianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan

Bernaulli (Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 12,6153$$

$$= W_s$$

$$\begin{aligned} W_s &= -110,6818 \text{ J/Kg} \\ &= -110,6818 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{110,6818}{9,8067} = 11,2864 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 188 (Coulson and Richardson. 1993) dapat disimpulkan bahwa :

$$\begin{aligned} \text{Untuk Rate Volumetrik} &: 0,0147 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Head Pump} &: 11,2864 \text{ m} \end{aligned}$$

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 1875,1850 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 233,8043 \text{ gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 77,0%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{110,6818}{77,0\%} = 143,7425 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 12,8540 \text{ Kg/s} \\ &= 143,7425 \text{ J/Kg} \times 12,8540 \text{ Kg/s} \\ &= 1847,66102 \text{ J/s} \\ &= 1847,66102 \text{ Watt} \\ &= 2,478 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari heat exchanger (E-135) ke heat exchanger (E-147)

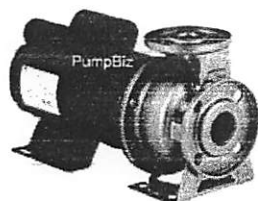
Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 77%
Daya pompa	: 4 hp
Diameter Dalam pipa	: 0,1023 m
Diameter Luar pipa	: 0,1023 m
Kapasitas pompa	: 0,1143 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type	: SSPC Centrifugal pump C25032B3
Maximum Flow	: 2 - 170 gpm
HP Standard	: 4 hp
Inlet Connection Type	: FNTF
Inlet	: 2.00 inches
Outlet Connection Type	: FNTF
Outlet	: 1,50 inches
Voltage	: 230/460
Phase	: 3
Motor	: ODP
Speed	: 3450 RPM
Viscosity	: 3.20 cp 40.00 ssu
Material	: Stainless Steel
Mechanical Seal Type:	: Single Stage



67. Centrifugal Pump (L - 172C)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari heater (E-147) ke cooler (E-171)

Tipe : Centrifugal Pump

Rate : 46.274,2609 Kg/jam =
102.016,2357 lbm/jam

Suhu operasi : 60 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

1. Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Trigliserida	1.272,0320	0,0275	0,9400	0,0567
FFA	544,9457	0,0118	0,9200	0,0567
Metil ester	43.960,5479	0,9500	0,8700	0,0534
Gliserol	73,9428	0,0016	0,5381	0,0551
Metanol	403,6697	0,0087	0,7553	3,63E-04
KOH	18,7625	0,0004	2,0440	0,0069
Air	0,3605	0,0000	0,9940	4,69E-04
Jumlah	46.274,2609	1,0000	0,8715	0,0531

$$\text{Densitas} = 871,46 \text{ Kg/m}^3 = 54,4033 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0531 \text{ Kg/m.s} = 0,0356 \text{ lbm/ft.s}$$

1. Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed minyak} : \text{Densitas} \\ &= \frac{102016,2357 \text{ lbm/jam}}{54,4033 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1875,1850 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0147 \text{ m}^3/\text{s} = 233,8043 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan

$$\sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}}$$

Untuk menentukan kecepatan $\sqrt{\frac{0,25 \cdot \pi}{0,0050}}$ akan data kecepatan menurut simpson (hal 186/Coulson and Richardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 871,46 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,9460 m/s

D. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} \text{Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} \\ &= \frac{0,0147 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9460 \text{ m/s}} = 0,0050 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\ &= \sqrt{\frac{0,0050}{0,25 \cdot 3,14}} = 0,0799 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0799 \text{ m} \times 2,9460 \text{ m/s} \times 871,46 \text{ Kg/m}^3}{0,0531 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 3864,8736 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminar*

Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} D_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (12,8540)^{0,53} \times (871,5)^{-0,37} \\ &= 92,6330 \text{ mm} = 3,6470 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis. 1997) maka didapatkan ukuran pipa 4,026 in schedule number 40

$$D_i = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

$$D_o = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$A = 8,219\text{E-}03 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0147 \text{ m}^3/\text{s}}{8,22\text{E-}03 \text{ m}^2} = 1,7946 \text{ m/s}$$

4 Pengecekan jenis aliran

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,1023 \text{ m} \times 1,7946 \text{ m/s} \times 871,46 \text{ Kg/m}^3}{5,305\text{E-}02 \text{ Kg/m.s}}$$

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 3014,6546$$

Jenis Aliran : laminer

$$4 \text{ Fanning friction factor (f)} = 16 : \text{Nre}$$

$$= 16 : 3014,6546$$

$$F_r = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = 0,0053$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari *Centrifuge* II ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

.. aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,7946^2}{2 \times 1} \right| = 0,8857 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_r = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0053 \times 15 \times 1,7946^2}{0,1023 \times 2}$$

$$h_v = \frac{K_v}{2} = 5,0146 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 4 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A} \right)^2$$

$$h_f = 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0,75 \left| \frac{1,7946^2}{2} \right|$$

$$= 4,8309 \text{ J/Kg}$$

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} \text{ k 1 Gate valve wide open}$$

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis, 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 1 \times 0,17 \left| \frac{1,7946^2}{2} \right|$$

$$= 0,2738 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi dari pipa ke evapoator I

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$. (Geankoplis, 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,7946^2}{2 \times 1} \right| = 1,6103 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *fictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,8857 + 5,0146 + 4,831 + 0,2738 \\ &= 1,6103 \end{aligned}$$

$$= 12,6153 \text{ J/Kg}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan :

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m
- Diameter pipa masuk dan keluardianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan

Bernaulli (Geankoplis, 1997), maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 12,6153 & \\ &= W_s \end{aligned}$$

$$W_s = -110,6818 \text{ J/Kg}$$

$$= -110,6818 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{110,6818}{9,8067} = 11,2864 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 188 (Coulson and Richardson: 1993) dapat disimpulkan bahwa :

$$\text{Untuk Rate Volumetrik} : 0,0147 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Head Pump} : 11,2864 \text{ m}$$

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Wilbrent. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 1875,1850 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 233,8043 \text{ gpm}$$

maka effisiensinya (η) = 77,0%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{110,6818}{77,0\%} = 143,7425 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} = 12,8540 \text{ Kg/s}$$

$$= 143,7425 \text{ J/Kg} \times 12,8540 \text{ Kg/s}$$

$$= 1847,66102 \text{ J/s}$$

$$= 1847,66102 \text{ Watt}$$

$$= 2,478 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp}$$

Spesifikasi Centrifugal Pump

Fungsi : Mengalirkan minyak, FFA sisa dan metil ester dari heater (E-147) ke cooler (E-171)

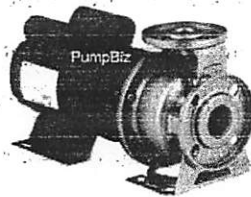
Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah stage : Single stage

Kecepatan putaran	:	3500	rpm
Effisiensi	:	77%	
Daya pompa	:	4	hp
Diameter Dalam pipa	:	0,1023	m
Diameter Luar pipa	:	0,1023	m
Kapasitas pompa	:	0,1143	gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>	
Jumlah	:	1	buah

Spesifikasi pompa data distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type	:	SSPC Centrifugal pump C25032B3
Maximum Flow	:	2 - 170 gpm
HP Standard	:	4hp
Inlet Connection Type	:	FNTP
Inlet	:	2.00 inches
Outlet Connection Type	:	FNTP
Outlet	:	1,50 inches
Voltage	:	230/460
Phase	:	3
Motor	:	ODP
Speed	:	3450 RPM
Viscosity	:	3.20 cp 40.00 ssu
Material	:	Stainless Steel
Mechanical Seal Type:	:	Single Stage



68. Centrifugal Pump (L - 185B)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi : Mengalirkan metanol dan air dari akumulator ke heater (E-121)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate Feed : 50.148,8742 Kg/jam = 110.558,2081 lbm/jam

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric**4 Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran**

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Metanol	48,450,4576	0,97	0,7867	0,0005
H ₂ O	1.698,4166	0,03	0,9965	0,0009
Jumlah	50.148,8742	1	1,7832	0,0014

$$\text{Densitas} = 1783,2 \text{ Kg/m}^3 = 111,3213 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0014 \text{ Kg/m.s} = 0,0009 \text{ lbm/ft.s}$$

4 Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed metanol-air} : \text{Densitas} \\ &= \frac{110558,2081 \text{ lbm/jam}}{111,3213 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 993,1453 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0078 \text{ m}^3/\text{s} = 123,8204 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan Fluida (Metanol-air)

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{metanol+air}} = 1783,2 \text{ Kg/m}^3 \text{ sehingga didapatkan}$$

$$\text{kecepatan metanol-air sebesar (v)} = 10,28 \text{ m/s}$$

D. Menentukan Dimensi Pipa Keluar dan Masuk Pompa

$$\begin{aligned} \text{4 Luas aliran pipa} &= \text{rate volumetric} : \text{kecepatan liquida} \\ &= 0,0078119 \text{ m}^3/\text{s} : 10,28 \text{ m/s} \\ &= 0,0008 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{4 Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{0,25 \cdot \pi}{0,000759825}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,25 \cdot 3,14}{0,000759825}} \\
 &= 0,0311 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- 4 Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= \frac{0,0311 \text{ m} \times 10,28 \text{ m/s} \times 1783,2 \text{ Kg/m}^3}{0,0014 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= #####
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*

- 4 Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times (13,9302)^{0,53} \times (1783,2)^{-0,37} \\
 &= 74,1689 \text{ mm} = 2,9200 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- 4 Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 3,364 in schedule number 80

$$Di = 3,364 \text{ in} = 0,0854 \text{ m}$$

$$Do = 4,000 \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$$

$$A = 0,0129 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

- 4 Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0078 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0129 \text{ m}^2} = 0,6051 \text{ m/s}$$

- 4 Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0854 \text{ m} \times 0,6051 \text{ m/s} \times 1783,2 \text{ Kg/m}^3}{0,0014 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 65855,7759$$

Jenis Aliran : turbulen *commercial steel* : $\epsilon/D 4,6 \times 10^{-5}/0,1 = 0$
(Geankoplis, 1997)

$$d \text{ Fanning friction factor (f)} \cong 0,0047$$

F. Menentukan Friction Loss

d Kontraksi dari *centrifuge III* ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis, 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,6051^2}{2 \times 0,5} \right| = 0,2014 \text{ J/Kg}$$

d Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 65 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0047 \times 65 \times 0,6051^2}{0,0854 \times 2}$$

$$= 2,6183 \text{ J/Kg}$$

d Friksi untuk 5 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis, 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 0,75 \left| \frac{0,6051^2}{2} \right|$$

$$= 0,6865368 \text{ J/Kg}$$

d Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis, 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 0,17 \left| \frac{0,6051^2}{2} \right|$$

$$= 0,031123 \text{ J/Kg}$$

d Ekspansi dari pipa ke tangki Mixer I

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,6051^2}{2 \times 1} \right| = 0,1831 \text{ J/Kg}$$

d Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,2014 + 2,6183 + 0,6865 + 0,0311 + 0,1831 \\ &= 3,7204 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

d Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan perencanaan perpipaan adalah

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 28 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0 \text{ dimana untuk aliran turbulen}$$

nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan Bernauli (Geankoplis. 1997)

maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(1 \times 0) + 9,8067 \times (28 - 0) + 3,7204 = W_s$$

$$W_s = -278,3066 \text{ J/Kg}$$

$$= -278,3066 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

d Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{278,3066}{9,8067} = 28,3794 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 199 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

d Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 123,8204 \text{ gpm}$$

maka effisiensinya (η) = 61%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{278,3066}{61\%} = 456,2403 \text{ J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis, 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 13,9302 \text{ Kg/s} \\ &= 456,2403 \text{ J/Kg} \times 13,9302 \text{ Kg/s} \\ &= 6355,5382 \text{ J/s} \\ &= 6355,5382 \text{ Watt} \\ &= 8,5229 \text{ hp} \approx 9 \text{ HP} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : mengalirkan metanol dan air dari centrifuge 3 ke destilasi

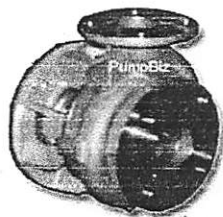
Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : *Centrifugal Pump*
 Jumlah stage : *Single stage*
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 0,61
 Daya pompa : 9 HP
 Diameter dalam pipa : 0,0000 m
 Diameter luar pipa : 0,0854 m
 Kapasitas pompa : 123,8204 gpm
 Bahan konstruksi : *commercial steel*
 Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : Grundfos Centrifugal pump
 Maximum Flow : 500 gpm
 HP Required : 15HP
 Inlet Connection Type : Flange
 Inlet : 3.00 in
 Outlet Connection Type : Flange
 Outlet : 2.00 in
 Voltage : 460
 Phase : 3

Frequency : 60
Motor : TEFC
Speed : 3450
RPM
Material : Stainless
steel
Max. SG : 1.20
Viscosity : 3.20 cp
40.00 ssu
Mechanical Seal : Single
Type: stage



69. Centrifugal Pump (L - 185C)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan metanol dan air dari heater (E-121) ke cooler (E-191)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate Feed : 50.148,8742 Kg/jam = 110.558,2081 lbm/jam

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetric

Δ Menentukan Fraksi berat, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg)	fraksi mol	Densitas	Viskositas
			Kg/L	Kg/m.s
Metanol	48.450,4576	0,97	0,7867	0,0005
H ₂ O	1.698,4166	0,03	0,9965	0,0009
Jumlah	50.148,8742	1	1,7832	0,0014

$$\text{Densitas} = 1783,2 \text{ Kg/m}^3 = 111,3213 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,0014 \text{ Kg/m.s} = 0,0009 \text{ lbm/ft.s}$$

Δ Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \text{Feed metanol-air} : \text{Densitas} \\ &= \frac{110558,2081 \text{ lbm/jam}}{111,3213 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 993,1453 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0078 \text{ m}^3/\text{s} = 123,8204 \text{ gpm} \end{aligned}$$

C. Menentukan Kecepatan Fluida (Metanol-air)

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{metanol+air}} = 1783,2 \text{ Kg/m}^3 \text{ sehingga didapatkan kecepatan metanol-air sebesar } (v) = 10,28 \text{ m/s}$$

D. Menentukan Dimensi Pipa Keluar dan Masuk Pompa

$$\begin{aligned} \Delta \text{ Luas aliran pipa} &= \text{rate volumetric} : \text{kecepatan liquida} \\ &= 0,0078119 \text{ m}^3/\text{s} : 10,28 \text{ m/s} \\ &= 0,0008 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,000759825}{0,25 \cdot 3,14}} \\
 &= 0,0311 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- d Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\
 &= \frac{0,0311 \text{ m} \times 10,28 \text{ m/s} \times 1783,2 \text{ Kg/m}^3}{0,0014 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= #####
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*

- d Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times (13,9302)^{0,53} \times (1783,2)^{-0,37} \\
 &= 74,1689 \text{ mm} = 2,9200 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- d Standarisasi Diameter dalam pipa (Di)

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 3,364 in schedule number 80

$$Di = 3,364 \text{ in} = 0,0854 \text{ m}$$

$$Do = 4,000 \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$$

$$A = 0,0129 \text{ m}^2$$

E. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

- d Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0078 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0129 \text{ m}^2} = 0,6051 \text{ m/s}$$

- d Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\
 &= \frac{0,0854 \text{ m} \times 0,6051 \text{ m/s} \times 1783,2 \text{ Kg/m}^3}{0,0014 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 65855,7759
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : turbulen *commercial steel* : $\epsilon/D \ 4,6 \times 10^{-5} / 0,1 = 0$
(Geankoplis, 1997)

d *Fanning friction factor* (f) = 0,0047

F. Menentukan Friction Loss

d Kontraksi dari *centrifuge III* ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,6051^2}{2 \times 0,5} \right| = 0,2014 \text{ J/Kg}$$

d Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L = 65 m

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0047 \times 65 \times 0,6051^2}{0,0854 \times 2} \\
 &= 2,6183 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

d Friksi untuk 5 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 5 \times 0,75 \left| \frac{0,6051^2}{2} \right| \\
 &= 0,6865368 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

d Friksi untuk 1 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$\begin{aligned}
 h_v &= K_v \frac{v^2}{2} = 0,17 \left| \frac{0,6051^2}{2} \right| \\
 &= 0,031123 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

- d Ekspansi dari pipa ke tangki Mixer I

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,6051^2}{2 \times 1} \right| = 0,1831 \text{ J/Kg}$$

- d Menentukan jumlah *fritinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,2014 + 2,6183 + 0,6865 + 0,0311 + 0,1831 \\ &= 3,7204 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

- d Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Direncanakan perencanaan perpipaan adalah

- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 28 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0 \text{ dan } v_2 - v_1 = 0 \text{ dimana untuk aliran turbulen}$$

nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan Bernaulli (Geankoplis. 1997)

maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(1 \times 0) + 9,8067 \times (28 - 0) + 3,7204 = W_s$$

$$W_s = -278,3066 \text{ J/Kg}$$

$$= -278,3066 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

- d Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{278,3066}{9,8067} = 28,3794 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 199 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

- d Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 (Vilbrant, 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 123,8204 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 61\%$$

Shaft work (Wp) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{278,3066}{61\%} = 456,2403 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} = 13,9302 \text{ Kg/s}$$

$$= 456,2403 \text{ J/Kg} \times 13,9302 \text{ Kg/s}$$

$$= 6355,5382 \text{ J/s}$$

$$= 6355,5382 \text{ Watt}$$

$$= 8,5229 \text{ hp} \approx 9 \text{ HP}$$

Spesifikasi Centrifugal Pump

Fungsi : mengalirkan metanol dan air dari centrifuge 3 ke destilasi

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah stage : Single stage

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 0,61

Daya pompa : 9 HP

Diameter dalam pipa : 0,0000 m

Diameter luar pipa : 0,0854 m

Kapasitas pompa : 123,8204 gpm

Bahan konstruksi : commercial steel

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : Grundfos Centrifugal pump

Maximum Flow : 500 gpm

HP Required : 15HP

Inlet Connection Type : Flange

Inlet : 3.00 in

Outlet Connection Type : Flange

Outlet : 2.00 in
Voltage : 460
Phase : 3
Frequency : 60
Motor : TEFC
Speed : 3450 RPM
Material : Stainless steel
Max. SG : 1.20
Viscosity : 3.20 cp 40.00:ssu
Mechanical Seal Type: Single stage



APPENDIKS D

PERHITUNGAN UTILITAS

Utilitas merupakan suatu unit yang dapat menunjang suatu proses produksi utama, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas di pabrik biodiesel ini meliputi

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

1. Unit Penyediaan Air

Unit ini bertugas untuk memenuhi air yang dibutuhkan pada pabrik biodiesel ini baik secara kualitas maupun kuantitas sehingga dapat menunjang produksi. Dalam pabrik biodiesel, air digunakan untuk :

A. Air umpan boiler

Air boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai pemanas dalam proses produksi. Kuantitas steam yang digunakan dihitung berdasarkan pemakaiannya dalam masing-masing alat pada proses produksi.

Dari perhitungan bab sebelumnya didapatkan penggunaan steam adalah :

Tabel D.1. Data kebutuhan steam untuk proses

No.	Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Mixer I	80,95190813
2.	Evaporator I	9.543,4037
3.	Evaporator II	9.699,5652
4.	Tangki penetralan	5.615,3576
5.	Destilasi	22.534,9525
Jumlah		47.473,8304

Air umpan boiler disediakan dengan berlebih 25% sebagai pengganti sejumlah steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi 10% dan faktor keamanannya 15% Sehingga

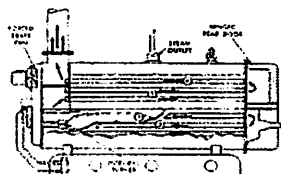
$$\begin{aligned} \text{jumlah steam adalah} &= 1,25 \times 47.473,8304 \\ &= 59.342,29 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Make up air steam} &= 20\% \times 59.342,2880 \\ &= 11.868,4576 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka kebutuhan steam} &= 59.342,2880 + 11.868,4576 \\ &= 71.210,7456 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Boiler (Q-227)

Tipe boiler yang digunakan adalah fire tube boiler menggunakan biodiesel



Gambar D.1. Fire Tube Boiler

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi :

$$T = 150 \text{ } ^\circ\text{C} \quad P = 476 \text{ kPa}$$

$$\text{- Kebutuhan steam} = 71.210,7456 \text{ Kg/jam}$$

Karena kapasitas maksimal steam yang dihasilkan oleh fire tube boiler

adalah 18500 kg/jam, maka membutuhkan 4 boiler

$$\text{- } m_s = \text{Rate steam yang dihasilkan} = 17.802,686 \text{ Kg/jam}$$

$$= 39.248,410 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{- } H_g = \text{enthalpi gas pada } 150 \text{ } ^\circ\text{C} = 2.113,2000 \text{ Kj/Kg}$$

$$= 908,5125 \text{ Btu/lbm}$$

$$\text{- } H_f = \text{enthalpi air } 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 419,04 \text{ Kj/Kg}$$

$$= 180,1548 \text{ Btu/lbm}$$

$$\text{- } H_{fg} = \text{enthalpi air pada } 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 2.506,5 \text{ Kj/Kg}$$

$$= 1.077,59 \text{ Btu/lbm}$$

(Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{Energi Boiler} &= \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{H_{fg} \times 34,5} \\ &= \frac{39.248,410 \times (908,5 - 180,15)}{1.077,5912 \times 34,5000} \\ &= 768,9351 \end{aligned}$$

Panas yang dihasilkan boiler :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m_s \times |H_g - H_f|}{1000} \\ &= \frac{39.248,4102 \times (908,5041 - 180,1531)}{1000} \\ &= 28.586,6199 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor Evaporasi} &= \frac{H_g - H_f}{2556,3} \quad (\text{Savern, pers. 173 hal. 140}) \\ &= \frac{908,5041 - 180,1531}{2556,3} = 0,2849 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \text{faktor evaporasi} \times \text{rate steam} \\ &= 0,2849 \times 39.248,4102 \\ &= 11.182,8111 \text{ lbm/jam} \\ &= 5.072,4113 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah Biodiesel dengan nilai heating value = 118.296 BTU/galon (National Biodiesel Board. 2008)

Densitas biodiesel = 0,88 g/cm³

Diharapkan boiler memiliki efisiensi 75%

maka kebutuhan bahan bakar untuk boiler :

$$\begin{aligned} &= \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{efisiensi} \times H_v} \\ &= \frac{39.248,4102 \times (908,5041 - 180,15)}{75\% \times 118.296} \\ &= 322,204 \text{ gallon/jam} = 1.219,6726 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas dan jumlah tube boiler dapat dihitung dengan :

$$\begin{aligned} \text{Heating value surface} &= 10 \text{ ft}^2 / \text{Energi boiler} \\ \text{Direncanakan panjang pipa} &= 20 \text{ ft} \\ \text{Ukuran tube yang digunakan} &= 4 \text{ in} \\ \text{Luas permukaan linear feed} &= 1,178 \text{ ft}^2 / \text{in} \\ \text{Heating surface boiler (A)} &= H_v \text{ Surface} \times \text{energi boiler} \\ &= 10 \times 768,9351 \\ &= 7689,351 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$N_t = \frac{A}{a \times l} = \frac{7689,351}{1,178 \times 20} = 326,4 = 327 \text{ tube}$$

Spesifikasi Boiler

Tipe	Fire tube boiler	
Rate Steam	=	17.802,6864 Kg/jam
Bahan bakar	=	Biodiesel
Efisiensi	=	75%
Heating Surface	=	7689,351 ft ²
Jumlah tube	=	327 tube
Ukuran tube	=	4 in
Panjang tube	=	20 ft
Jumlah boiler	=	4 buah

B. Air Sanitasi

Air ini digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, taman dan lain-lainnya. Air sanitasi dapat diperinci sebagai berikut :

1. Air kebutuhan karyawan.

Kebutuhan karyawan	=	120 L / hari per orang (standart WHO)
Jumlah karyawan	=	275
Densitas air (27 °C)	=	1 Kg/L
Kebutuhan air	=	120 L/hari/orang x 275 orang
	=	33.000 L/hari
	=	1.375,0000 L/jam x 1 Kg/L
	=	1.375,1375 Kg/jam

2. Air untuk laboratorium dan taman

Diperkirakan 50 % dari kebutuhan karyawan setiap jam, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air} &= 50\% \times 1.375,1375 \text{ Kg/hari} \\ &= 687,56875 \text{ Kg/hari} = 28,648698 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi kebutuhan air sanitasi adalah} &= 1.375,1375 + 687,56875 \\ &= 2.062,7063 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

3. Air pemadam kebakaran dan cadangan air

Diperkirakan 40 % berlebih dari kebutuhan air sanitasi, sehingga

$$\begin{aligned} \text{total kebutuhan air sanitasi} &= 1,4 \times 2.062,7063 \\ &= 2887,789 \text{ Kg/hari} \\ &= 120,3245313 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan total air sanitasi untuk pabrik biodiesel dapat dilihat pada :

Tabel D.2. Data kebutuhan air sanitasi

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Karyawan	1.375,1375
2.	Laboratorium dan taman	28,6487
3.	Pemadam kebakaran dan cadangan	120,3245
Jumlah		1.524,1107

C. Air Pendingin

Air yang digunakan sebagai media pendingin pada alat proses produksi dapat dilihat dalam tabel :

Tabel D.3. Data kebutuhan air pendingin untuk proses

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Reaktor Esterifikasi I	7.505,3388
2.	Reaktor Esterifikasi II	522,9367
3.	Reaktor Transesterifikasi	257990,131
4.	Cooler I	8.833,8461
5.	Kondensor I	34.394,5163
6.	Cooler II	5.922,83
7.	Cooler III	2.587,2969
8.	Kondensor II	55.476,6349
9.	Cooler IV	6.667,57
10.	Kondensor III	259.535,556
11.	Cooler V	35.330,86
Jumlah		675.381,6870

Direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplai adalah 10 %

berlebih maka kebutuhan air pendingin :

$$= 1,1 \times 675.381,6870 \text{ kg/jam}$$

$$= 742.919,8557 \text{ kg/jam}$$

Dengan sistem recycle sebanyak 80 % maka kebutuhan air untuk

pendingin yang harus dipenuhi sebanyak :

$$= 20\% \times 742.919,8557$$

$$= 148.583,9711 \text{ kg/jam}$$

Maka kebutuhan total yang harus disuplai untuk memenuhi kebutuhan air di pra rencana pabrik Biodiesel ini adalah :

Tabel D.4. Data kebutuhan air pabrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air umpan boiler	20.289,6451
2.	Air sanitasi	1.524,1107
3.	Air pendingin	148.583,9711
Jumlah		170.397,7269

Peralatan yang digunakan dalam pengolahan air adalah :

1. *Centrifugal Pump* (L - 217A)

Fungsi : Mengalirkan air dari Kalimas ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 100.000 Kg/jam = 220.463,41 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0008549 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{220.463,4141 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 3.543,8257 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0279 \text{ m}^3/\text{s} = 441,8560 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \quad \text{Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0279 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ = 0,0098 \text{ m}^2$$

$$2. \quad \text{Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0084}{0,25 \cdot 3,14}} \\ = 0,1116 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ = \frac{0,1116 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ = 371.014,6192$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5.14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$Di_{\text{optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \quad (\text{Timmerhouse, 2003}) \\ = 293 \times (27,778)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ = 132,6134 \text{ mm} = 5,22 \text{ in}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankopliss. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 6,0625 in *schedule number 80*

$$D_i = 6,063 \text{ in} = 0,1540 \text{ m}$$

$$D_o = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$A = 0,2006 \text{ ft}^2 = 0,02229 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0279 \text{ m}^3/\text{s}}{0,02229 \text{ m}^2} = 1,2506 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankopliss. 1997)} \\ &= \frac{0,1540 \text{ m} \times 1,2506 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 224.497,2967 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari

gambar 2,10-3 hal 88 (Geankopliss. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,1540 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,000299$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,007$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,2506^2}{2 \times 1} \right| = 0,4301 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 400 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{Di \cdot 2} = \frac{4 \times 0,007 \times 400 \times 1,2506^2}{0,1540 \times 2} = 56,8799 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,2506^2}{2} \right| = 1,7596 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,2506^2}{2} \right| = 0,2659 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,2506^2}{2 \times 1} \right| = 0,7820 \quad \text{J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,4301 + 56,880 + 1,760 + 0,2659 + 0,7820 \\ &= 60,1176 \quad \text{J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 10 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan Bernauli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,807 \times (10 - 0) + 60,1176 = W_s$$

$$W_s = -158,1841 \quad \text{J/Kg}$$

$$= -158,1841 \quad \text{m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{158,1841}{9,80665} = 16,130 \quad \text{m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 ^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 3.543,8257 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 441,85600 \text{ gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 78%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{158,1841}{78\%} = 202,8001 \text{ J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida} &= 27,778 \text{ Kg/s} \\ &= 202,8001 \text{ J/Kg} \times 27,778 \text{ Kg/s} \\ &= 5633,3355 \text{ J/s} \\ &= 5633,3355 \text{ Watt} \\ &= 7,5544 \text{ hp} \approx 8 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 78%

Daya pompa : 8 hp

Diameter pipa : 0,1540 m

Kapasitas pompa : 441,8560 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : PUM 2980080

Manufacturer : Cooker/Tri-Clover

HP Standard : 10 hp

Inlet Connection Type : Flange

Inlet : 1,5 inches

Outlet Connection Type : Flange

Outlet : 3 inches

Voltage : 230/460

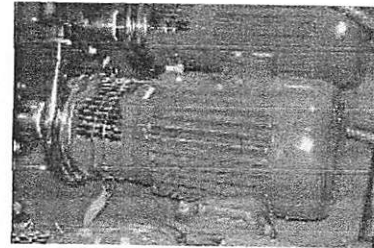
Phase : 3

Frequency : 60

Motor : ODP

Speed : 3520 RPM

Impeller : 6 inches



2. *Centrifugal Pump (L - 217B)*

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai Bengawan Solo ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 45.397,73 Kg/jam = 100.085,38 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0008549 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{100.085,3787 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1.608,8163 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$= 0,0127 \text{ m}^3/\text{s} = 200,5926 \text{ gpm}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0127 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,0044 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0084}{0,25 \cdot 3,14}} \\ &= 0,0752 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0752 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 249.981,6191 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5.14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$Di_{\text{optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

(Timmerhouse, 2003)

$$\begin{aligned}
 &= 293 \times (12,610)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\
 &= 87,2601 \text{ mm} = 3,44 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankopliss. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 3,548 in *schedule number 80*

$$D_i = 3,548 \text{ in} = 0,0901 \text{ m}$$

$$D_o = 4,000 \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$$

$$A = 0,0687 \text{ ft}^2 = 0,00763 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0127 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00763 \text{ m}^2} = 1,6578 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankopliss. 1997)} \\
 &= \frac{0,0901 \text{ m} \times 1,6578 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 174.161,1466
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari

gambar 2,10-3 hal 88 (Geankopliss. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0901 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,000510$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,007$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,6578^2}{2 \times 1} \right| = 0,7558 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 400 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{Di \cdot 2} = \frac{4 \times 0,007 \times 400 \times 1,6578^2}{0,0901 \times 2} = 170,7827 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,6578^2}{2} \right| = 3,0919 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,6578^2}{2} \right| = 0,4672 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,6578^2}{2 \times 1} \right| = 1,3742 \quad \text{J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,7558 + 170,78 + 3,092 + 0,4672 + 1,3742 \\ &= 176,4718 \quad \text{J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 10 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan Bernaulli ^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,807 \times (10 - 0) + 176,4718 = W_s$$

$$W_s = -274,5383 \quad \text{J/Kg}$$

$$= -274,5383 \quad \text{m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{274,5383}{9,80665} = 27,995 \quad \text{m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 ^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 1.608,8163 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 200,59258 \text{ gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 78%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{274,5383}{78\%} = 351,9721 \text{ J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida} &= 12,610 \text{ Kg/s} \\ &= 351,9721 \text{ J/Kg} \times 12,610 \text{ Kg/s} \\ &= 4438,5376 \text{ J/s} \\ &= 4438,5376 \text{ Watt} \\ &= 5,9522 \text{ hp} \approx 6 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 78%

Daya pompa : 6 hp

Diameter pipa : 0,0901 m

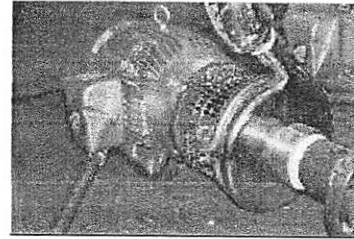
Kapasitas pompa : 200,5926 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe	: PUM 2980078
Manufacturer	: Cooker/Tri-Clover
HP Standard	: 7,5 hp
Inlet Connection Type	: Flange
Inlet	: 1,5 inches
Outlet Connection Type	: Flange
Outlet	: 3 inches
Voltage	: 208/230
Phase	: 3
Frequency	: 60
Motor	: ODP
Speed	: 3525 RPM
Impeller	: 6 inches



3. Centrifugal Pump (L - 217C)

Fungsi : Mengalirkan air dari air kawasan ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 25.000 Kg/jam = 55.115,85 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0008549 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{55.115,8535 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 885,9564 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0070 \text{ m}^3/\text{s} = 110,4640 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0070 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,0024 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0084}{0,25 \cdot 3,14}} \\ &= 0,0558 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0558 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 185.507,3096 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5.14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ & \quad (\text{Timmerhouse, 2003}) \\ &= 293 \times (6,944)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \end{aligned}$$

$$= 63,6056 \text{ mm} = 2,50 \text{ in}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 3,068 in *schedule number 80*

$$D_i = 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m}$$

$$D_o = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$A = 0,0513 \text{ ft}^2 = 0,00570 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0070 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00570 \text{ m}^2} = 1,2226 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0779 \text{ m} \times 1,2226 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 111.062,7165 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari

gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0779 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,000590$$

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,007$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,2226^2}{2 \times 1} \right| = 0,4111 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 400 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,007 \times 400 \times 1,2226^2}{0,0779 \times 2} = 107,4144 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,2226^2}{2} \right| = 1,6816 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,2226^2}{2} \right| = 0,2541 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,2226^2}{2 \times 1} \right| = 0,7474 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,4111 + 107,41 + 1,682 + 0,2541 + 0,7474 \\ &= 110,5085 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 10 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan Bernauli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,807 \times (10 - 0) + 110,5085 = W_s$$

$$W_s = -208,5750 \text{ J/Kg}$$

$$= -208,5750 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{208,5750}{9,80665} = 21,269 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 885,9564 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 110,46400 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 78\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{208,5750}{78\%} = 267,4039 \quad \text{J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida} &= 6,944 \quad \text{Kg/s} \\ &= 267,4039 \quad \text{J/Kg} \times 6,944 \quad \text{Kg/s} \\ &= 1856,9714 \quad \text{J/s} \\ &= 1856,9714 \quad \text{Watt} \\ &= 2,4902 \quad \text{hp} \approx 3 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 78%

Daya pompa : 3 hp

Diameter pipa : 0,0779 m

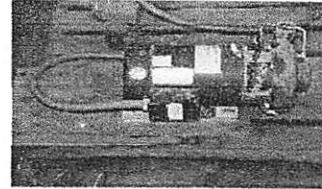
Kapasitas pompa : 110,4640 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe	:	PUM 2980037
Manufacturer	:	Cooker/Tri-Clover
HP Standard	:	3 hp
Inlet Connection Type	:	Flange
Inlet	:	1 inches
Outlet Connection Type	:	Flange
Outlet	:	2 inches
Voltage	:	208/230
Phase	:	3
Frequency	:	60
Speed	:	3450 RPM
Impeller	:	8 inches



4. Bak Sedimentasi (F - 216)

Fungsi : Untuk menampung air dan mengendapkan kotorannya.

Bentuk : Persegi panjang

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan masuk (W)} &= 170.397,7269 \text{ Kg/jam} \\ &= 375.658,8288 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,210569 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0008549 \text{ Kg/m.s}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 8 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{375.658,8288 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 6038,5049 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0475 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Volume air} = 170,9923 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} = 1.367,939 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{1.367,939}{90\%} = 1.519,932 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= P \times L \times 2/3 T + 1/3 P \times L \times 1/3 T \\ 1.519,9320 &= 46,667 X^3 \\ X^3 &= 32,5700 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{jadi :} \quad - P &= 5 \times 3,1935 \text{ m} = 15,968 \text{ m} \approx 16 \text{ m} \\ - L &= 4 \times 3,1935 \text{ m} = 12,774 \text{ m} \approx 13 \text{ m} \\ - T &= 3 \times 3,1935 \text{ m} = 9,581 \text{ m} \approx 10 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi sudut kemiringannya adalah $101,09^\circ$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang
 Ukuran : 16 x 13 x 10 m
 Volume : 2.080 m³
 Bahan konstruksi : Beton
 Jumlah : 1

5. *Centrifugal Pump* (L - 215)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak sedimentasi ke bak skimmer
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Rate : 170.397,7269 Kg/jam = 375.658,8288 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{375.658,8288 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 6038,5049 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0475 \text{ m}^3/\text{s} = 752,9009 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \quad \text{Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0475 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,0167 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \quad \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0192}{0,25 \cdot 3,14}} \\ &= 0,1456 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,1456 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 484.305,6753 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5.14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (47,3)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 175,8990 \text{ mm} = 6,9251 \text{ in} \quad (\text{Timmerhouse, 2003}) \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Brownell, 1959

maka didapatkan ukuran pipa 7,625 in *schedule number 80*

$$D_i = 7,625 \text{ in} = 0,1937 \text{ m}$$

$$D_o = 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m}$$

$$A = 0,3171 \text{ ft}^2 = 0,02947 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0475 \text{ m}^3/\text{s}}{2,95\text{E-}02 \text{ m}^2} = 1,612 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,1937 \text{ m} \times 1,612 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,00085 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 363.885,3 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah Carbon Steel. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,1937 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,0002$$

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,007$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari bak sedimentasi ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,6117^2}{2 \times 1} \right| = 0,7144 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,007 \times 15 \times 1,6117^2}{0,1937 \times 2} = 2,8167 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,6117^2}{2} \right| = 4,3957 \text{ J/Kg}$$

4 Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,6117^2}{2} \right|$$

$$= 0,4416 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak pipa ke bak skimmer

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,6117^2}{2 \times 1} \right| = 1,9537 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *friktional loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,7144 + 2,817 + 4,396 + 0,4416 + 1,9537 \\ &= 10,3220 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 10 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan

persamaan Bernaulli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 10,322 = W_s$$

$$\begin{aligned} W_s &= -108,3885 \quad \text{J/Kg} \\ &= -108,3885 \quad \text{m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{108,3885}{9,8067} = 11,053 \quad \text{m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 ^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 6.038,5049 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 752,9009 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 78%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{108,388}{78\%} = 138,9596 \quad \text{J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida} &= 47,3327 \quad \text{Kg/s} \\ &= 138,9596 \quad \text{J/Kg} \times 47,3327 \quad \text{Kg/s} \\ &= 6577,3333 \quad \text{J/s} \\ &= 6577,3333 \quad \text{Watt} \\ &= 8,8203 \quad \text{hp} \approx 11 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak sedimentasi ke bak skimmer

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 78%

Daya pompa : 11 hp

Diameter pipa : 0,1937 m

Kapasitas pompa : 752,9009 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I di atas distandardisasi dengan yang ada di pasar :

Tipe : 316SS Centrifugal PEO 6.18"
 Manufacturer : American Stainless Electric Pump
 Maximum Flow : 500 gpm
 HP Standard : 15 hp
 Inlet Connection Type : Flange
 Inlet : 3 inches
 Outlet Connection Type : Flange
 Outlet : 2 inches
 Viskositas : 1 cp 31 ssu
 Motor : ODP
 Speed : 3450 RPM
 Impeller : 6,18 inchi

6. Bak Skimmer (F-214)

Fungsi : Untuk memisahkan endapan

Bentuk : Persegi panjang

Rate bahan masuk (W) = 170.397,7269 Kg/jam

= 375.658,8288 lbm/jam

Densitas = 996,52 Kg/m³ = 62,2106 lbm/ft³ = 0,0009 Kg/m.s

Viskositas = 0,8549 cp = 0,0005744 lbm/ft.s

Waktu tinggal = 8 jam

Rate Volumetric = $\frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{170.397,7269 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$

= 2739,0479 ft³/jam

= 0,0215 m³/s = 341,5136 gpm

Volume air = 86,1757 m³/jam x 8 jam = 689,406 m³

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{689,406}{90\%} = 766,00666 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$766,0067 = 60 X^3$$

$$X^3 = 12,7668 \text{ m}$$

jadi :

- P = 5 x 2,3372 m = 11,686 m ≈ 12 m

- L = 4 x 2,3372 m = 9,349 m ≈ 10 m

- T = 3 x 2,3372 m = 7,012 m ≈ 8 m

Dimensi bak :

Bentuk	:	Persegi panjang
Ukuran	:	12 x 10 x 8 m
Volume	:	960 m ³
Bahan konstruksi	:	Beton
Jumlah	:	1

5 Centrifugal Pump (L-213)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari bak skimmer ke <i>clarifier</i>
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Suhu operasi	:	27 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Rate	:	170.397,7269 Kg/jam = 375.658,8288 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{375.658,83 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 6038,5049 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0475 \text{ m}^3/\text{s} = 752,9009 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \quad \text{Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0475 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,0167 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. \quad \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0084}{0.25 \cdot 3.14}} \\
 &= 0,1456 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis, 1997)} \\
 &= \frac{0,1456 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 484.305,6753
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* karena memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997)

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997) , dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times (47,3327)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\
 &= 175,9 \text{ mm} = 6,9251 \text{ in} \quad \text{(Timmerhouse, 2003)}
 \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 7,625 in *schedule number* 80

$$Di = 7,625 \text{ in} = 0,1937 \text{ m}$$

$$Do = 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m}$$

$$A = 0,3171 \text{ ft}^2 = 0,02947 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0475 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0295 \text{ m}^2} = 1,6117 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,1937 \text{ m} \times 1,6117 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 363.885,3465 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah Carbon Steel. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 1,94\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,1937 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,0001$$

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,006$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari bak skimmer ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,6117^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,7144 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,006 \times 15 \times 1,6117^2}{0,1937 \times 2}$$

$$= 2,4143 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,6117^2}{2} \right| = 2,9224 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,6117^2}{2} \right|$$

$$= 0,6642 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak pipa ke Clarifier

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \cdot \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,6117^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,2988 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *friktional loss*

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex}$$

$$= 0,7144 + 2,414 + 0,664 + 0,6642 + 1,2988$$

$$= 5,7560 \text{ J/Kg}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan ketinggian 10 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan

persamaan Bernauli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 5,7560 = W_s$$

$$W_s = -103,8225 \text{ J/Kg}$$

$$= -103,8225 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{103,8225}{9,8067} = 10,5869 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 6.038,5049 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 752,9009 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 78\%$$

Shaft work (Wp) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{103,822}{78\%} = 133,1057 \quad \text{J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida = 47,3327 Kg/s

$$= 133,1057 \quad \text{J/Kg} \times 47,3327 \quad \text{Kg/s}$$

$$= 6300,2537 \quad \text{J/s}$$

$$= 6300,2537 \quad \text{Watt}$$

$$= 8,4488 \quad \text{hp} \approx 11 \quad \text{hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak skimmeri ke clarifier

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 78%

Daya pompa : 11 hp

Diameter pipa : 0,1937 m

Kapasitas pompa : 752,9009 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I di atas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : 316SS Centrifugal PEO 6.18"

Manufacturer : American Stainless Electric Pump

Maximum Flow : 500 gpm

HP Standard : 15 hp

Inlet Connection Type : Flange

Inlet : 3inches

Outlet Connection Type : Flange

Outlet	:	2 inches
Viskositas	:	1 cp 31 ssu
Motor	:	ODP
Speed	:	3450 RPM
Impeller	:	6,18 inchi

4. Tangki Clarifier (M-212)

Fungsi : Tempat terjadinya flokulasi yaitu dengan menambahkan alum
 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 30% sebanyak 80 ppm ($0,8 \text{ Kg/m}^3$)

Rate : $170.397,7269 \text{ Kg/jam} = 375.658,8288 \text{ lbm/jam}$

Densitas = $996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas = $0,85485 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{375.658,8288 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 6038,5049 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0475 \text{ m}^3/\text{s} = 752,9009 \text{ gpm} \\ &= 2,8985 \text{ in}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 4 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 170,9923 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam} \\ &= 683,9694 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan :

- Volume air = 80% volume tangki
- Volume ruang kosong = 20% volume tangki

maka volume tangki :

$$\begin{aligned} V_T &= \frac{100\%}{80\%} \times 683,9694 \\ &= 854,9617228 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Kebutuhan alum = 30% dari volume air dengan total konsentrasi 80 ppm
atau 80 mg tiap 1 L air = $0,08 \text{ Kg/m}^3$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan alum} &= 30\% \times 854,9617 \text{ m}^3 \times 0,08 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 20,5191 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan alum setiap hari} &= \frac{24 \text{ jam/hari} \times 20,5191 \text{ Kg}}{4} \\ &= 123,1145 \text{ Kg/hari} \end{aligned}$$

⌘ Menentukan Dimensi tangki clarifier :

$$\begin{aligned} V_{\text{total}} &= V_{\text{tutup bawah}} \\ &= \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_s \end{aligned}$$

$$\text{dimana : } \tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$L_s = 3 D_i$$

$$V_{\text{total}} = 0,0755345 D_i^3 + 2,3550 D_i^3$$

$$854,9617 = 2,4305 D_i^3$$

$$D_i^3 = 351,7587 \text{ m}^3$$

$$D_i = 7,0591 \text{ m} = 23,1594 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= L_s = 3 D_i \\ &= 3 \times 7,0591 = 21,177 \text{ m} = 67,937 \text{ ft} \end{aligned}$$

⌘ Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$$\begin{aligned} V_{\text{air}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} \\ &= \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_{ls} \end{aligned}$$

$$\text{dimana : } \tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$683,9694 = 26,56992469 + 39,117 L_{ls}$$

$$L_{ls} = 16,8060 \text{ m}$$

⌘ Menghitung tekanan design (Pi)

$$\begin{aligned} P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \left| \frac{\rho \times g \times L_{ls}}{144 \times 32,174} \right| \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \end{aligned}$$

$$= \frac{62,211 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 53,913 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 23,2916 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,696 + 23,2916 \\ &= 37,9876 \text{ psig} \end{aligned}$$

Direncanakan :

Bahan konstruksi : *High alloy steel SA - 240 grade B*

Type pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

maka didapatkan :

- Allowable stress = 17.500 psi (Brownell and Young, 1959)
- Efisiensi sambungan = 0,8 (Brownell and Young, 1959)
- Faktor korosi = 1/16 in

ж Menentukan tebal silinder (t_s)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= \frac{37,9876 \times 23,1594}{2 \times (17500 \times 0,80) - (0,6 \times 37,988)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0939 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

ж Standardisasi D_o

$$\begin{aligned} D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\ &= 277,9133 + 0,3750 \\ &= 278,2883 \text{ in} = 7,0685 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young tidak didapatkan harga pendekatan, sehingga dibutuhkan dua tangki dan pendekatannya adalah :

$D_o = 156 \text{ in} = 3,9624 \text{ m}$ dan didapatkan data sebagai berikut :

$$i_c = 9 \frac{3}{8} = 9,375 \text{ in}$$

$$r = 144 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned} D_i &= D_o - (2 \times t_s) \\ &= 156 - 0,375 \\ &= 155,625 \text{ in} = 12,9688 \text{ ft} = 3,9529 \text{ m} \end{aligned}$$

⌘ Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$L_s/D_i < D_o$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup bawah}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$427,4809 \text{ m}^3 = 12,266 L_s + 4,6654$$

$$L_s = 34,4710 \text{ ft} = 413,6515 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{10,7453 \text{ m}}{3,9529 \text{ m}} = 2,7183 \quad (\text{Memenuhi})$$

⌘ Menentukan dimensi tutup bawah :

$$t_{hb} = \frac{\pi \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi) \cos 1/2 \alpha} + C$$

$$\text{dimana } d_e = D_i = 18,969 \text{ in dan } a = 120$$

$$\cos 1/2 \alpha = 0,5$$

$$\begin{aligned} &= \frac{37,988 \times 18,9688}{2 \times \left| 17500 \times 0,80 \right| - \left| 0,6 \times 37,988 \times 0,5 \right|} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1141 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in } (3/16) = 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

maka pada ts (3/16) diperoleh harga :

$$sf = 1,5 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

✕ Menentukan Tinggi tutup bawah (hb)

Untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah

$$hb = \frac{0,5 \times Di}{\tan 1/2 \alpha}$$

$$= \frac{0,5 \times 155,6250 \text{ in}}{1,7321}$$

$$= 44,9238 \text{ in} = 1,1411 \text{ m} = 3,7436 \text{ ft}$$

$$hb = hb + sf$$

$$= 3,7436 + 1,5$$

$$= 5,2436 \text{ in} = 0,1332 \text{ m} = 0,4370 \text{ ft}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi tangki sebagai berikut :

$$\text{Diameter Luar (Do)} = 156 \text{ in} = 3,9624 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Dalam (Di)} = 155,6250 \text{ in} = 3,9529 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder (Ls)} = 413,6515 \text{ in} = 10,7453 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Silinder (ts)} = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Tebal tutup bawah (t_{hb}) } = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup bawah (hb)} = 5,2436 \text{ in} = 0,1332 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = \text{Tinggi (tutup bawah + silinder)}$$

$$= hb + Ls$$

$$= 5,2436 + 413,6515$$

$$= 418,8951 \text{ in}$$

$$= 34,9079 \text{ ft} = 10,6400 \text{ m}$$

Perancangan pengaduk

Data - data perbandingan geometris sistem pengadukan standard diambil dari Geankoplis (1997) antara lain :

$$Da/Dt = 0,3 - 0,5$$

$$W/Da = 0,2$$

$$L/Da = 0,25$$

$$C/Dt = 0,3333$$

$$J/Dt = 0,0833$$

Dimana :

Dt = Diameter dalam tangki

Da = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

P Menentukan Diameter Pengaduk

$$Da/Dt = 0,4$$

$$Da = 0,4 \quad Dt$$

$$= 0,4 \quad x \quad 155,6250 \quad \text{in}$$

$$= 62,2500 \quad \text{in} = 1,5812 \quad \text{m}$$

P Menentukan Lebar Pengaduk

$$W/Da = 0,2$$

$$W = 0,2 \quad Da$$

$$= 0,2 \quad x \quad 62,250 \quad \text{in}$$

$$= 12,4500 \quad \text{in} = 0,3162 \quad \text{m}$$

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5}{gc} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

Dimana :

N = Putaran pengaduk

D_a = Diameter Impeller (ft)

P = daya motor (lb.ft/detik)

ρ = 62,2106 lbm/ft³

μ = 0,0006 lbm/ft.s

Direncanakan putaran pengaduk (N) = 25 rpm

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \\ &= \frac{57,570156 \text{ ft}^2 \times 0,4167 \times 62,2106 \text{ lbm/ft}^3}{0,0006 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 2.597.828,8752 \end{aligned}$$

Dari nilai N_{Re} dapat diketahui bahwa alirannya adalah *turbulen*

Dari halaman 145 Geankoplis untuk Number Power (N_p) diambil $N_p = 5$

$$N_p = \frac{P \times gc}{\rho \times N^3 \times D_a^5}$$

maka :

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times N^3 \times D_a^5 \times N_p}{gc} \\ &= \frac{62,211 \times |0,4167|^3 \times |5,1875|^5 \times 5}{32,174} = 2.627,1565 \text{ lbf/s} \\ &= 4,777 \text{ hp} \end{aligned}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain losses (Kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.

- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 20% dari daya masuk.

$$\begin{aligned}
 P \text{ yang dibutuhkan} &= \left| \begin{array}{c} 0,1 \\ 0,30 \end{array} \right| + \left| \begin{array}{c} 0,2 \\ 4,777 \end{array} \right| P + P \\
 &= \left| \begin{array}{c} 0,1 \\ 0,30 \end{array} \right| \times \left| \begin{array}{c} 0,2 \\ 4,777 \end{array} \right| + 4,777 \\
 &= 6 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi tangki *clarifier* :

Fungsi : Tempat terjadinya flokulasi yaitu dengan menambahkan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 30% sebanyak 80 ppm ($0,8 \text{ Kg/m}^3$)

Bentuk : Tangki silinder dengan tutup bawah conical

Diameter dalam : 3,9529

Diameter luar : 3,9624

Tinggi tangki : 10,640

Diameter impeller : 1,5812

Lebar impeller : 0,3162

Daya motor : 6

Bahan konstruksi : *High alloy steel SA - 240 grade B*

Jumlah : 1 buah

5. *Centrifugal Pump (L-211)*

Fungsi : Mengalirkan air dari clarifier ke sand filter

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 196.572,2851 Kg/jam = 433.363,2597 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,211 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{433363,260 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$\begin{aligned}
 &= 6966,0713 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0548 \text{ m}^3/\text{s} = 1,9350 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 3,3437 \text{ in}^3/\text{s} = 868,5530 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned}
 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0548 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\
 &= 0,0192 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0192}{0,25 \cdot 3,14}} \\
 &= 0,1564 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{0,1564 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 520.173,2822
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* karena memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997)

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$D_{i_{\text{optimum}}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \quad (\text{Timmerhouse, 2003})$$

$$\begin{aligned}
 &= 293 \times (54,603)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\
 &= 189,7380 \text{ mm} = 7,47 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 5,047 in *schedule number 40*

$$D_i = 7,625 \text{ in} = 0,1937 \text{ m}$$

$$D_o = 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m}$$

$$A = 0,3171 \text{ ft}^2 = 0,02947 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0548 \text{ m}^3/\text{s}}{0,029 \text{ m}^2} = 1,8593 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\
 &= \frac{0,1937 \text{ m} \times 1,8593 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 419.781,2692
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah Carbon Steel. Dari gambar

2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$D_i = 0,1937 \text{ m}$$

$$e = 0,0002$$

D_i

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,007$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari clarifier ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,8593^2}{2 \times 1} \right| = 0,9507 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 30 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,007 \times 30 \times 1,8593^2}{0,1937 \times 2} = 7,4969 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 6 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 1$$

$$h_f = 6 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 6 \times 0,75 \left| \frac{1,8593^2}{2} \right| = 7,7784 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 3 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0$$

$$h_v = 3 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,17 \left| \frac{1,8593^2}{2} \right| = 0,8815 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke sand filter

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,8593^2}{2 \times 1} \right| = 1,9537 \text{ J/Kg}$$

6. Ekspansi untuk tee

$$h_v = 2 \cdot K_v \frac{v^2}{2} = 1 \left| \frac{1,8593^2}{2} \right| = 1,7285 \text{ J/Kg}$$

7. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} + h_v \\ &= 0,9507 + 7,497 + 7,778 + 0,8815 + 3,6822 \\ &= 20,7896 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 8 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen = 1 berdasarkan persamaan

Bernaulli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (8 - 0) + 20,79 = W_s$$

$$W_s = -99,2428 \text{ J/Kg}$$

$$= -99,2428 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{99,2428}{9,8067} = 10,1200 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 ^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\text{Rate fluida} = 6966,0713 \text{ ft}^3/\text{jam} = 868,5530 \text{ gpm}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 78\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{92,6836}{77\%} = 120,3683 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

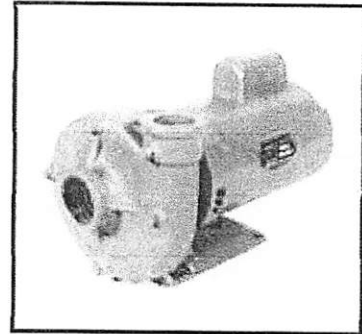
$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida} &= 54,6034 \text{ Kg/s} \\ &= 120,3683 \text{ J/Kg} \times 54,6034 \text{ Kg/s} \\ &= 6572,519 \text{ J/s} \\ &= 6572,519 \text{ Watt} \\ &= 8,8139 \text{ hp} \approx 9 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi	: Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 78%
Daya pompa	: 9 hp
Diameter pipa	: 0,1937 m
Kapasitas pompa	: 868,5530 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe	: 3-E400CH-10-3
Manufacturer	: Lancaster Electric water well pumps
Minimum Flow	: 250 gpm
Maximum Flow	: 505 gpm
HP Required	: 10 hp
HP Standard	: 10 hp
Inlet Connection Type	: Flange
Inlet	: 4 inches
Outlet Connection Type	: Flange
Outlet	: 3 inches
Voltage	: 230/460
Phase	: 3
Frequency	: 60
Motor	: ODP
Speed	: 3450 RPM
Impeller	: 31,25 inches



6. Sand Filter (H-210)

Fungsi : Menghilangkan warna, bau dan rasa air sungai.

Direncanakan berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standart dished*

Susunan *Sand Filter* :

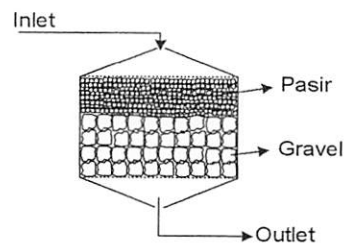
- Lapisan Penahan (Gravel)

Adalah penunjang dari pasir, diatur sehingga air dapat bergerak bebas. Gravel yang dipakai harus keras, tahan lama, tidak ada tanah liat

- Lapisan Pasir

Pasir yang dipakai harus bebas kotoran dan terdiri dari pasir kuarsa yang harus diuji dengan HCl 40 % selama 24 jam dan tidak boleh kehilangan berat lebih dari 5 %

Skema *Sand Filter* :



Kondisi Operasi :

$$\text{Rate} \quad : \quad 196.572,2851 \text{ Kg/jam} = 433.363,2597 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} \quad = \quad 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} \quad = \quad 0,85485 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{433.363,26 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 6.966,0713 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0548 \text{ m}^3/\text{s} = 868,5530 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} \quad : \quad 0,5 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 197,2582 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 98,6291 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam silinder} &= 80\% \text{ Volume air} = 80\% \times 98,629 \\ &= 78,9033 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume ruang kosong} &= 20\% \text{ Volume air} = 20\% \times 98,6291 \\ &= 19,7258 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total} \quad = \quad V_{\text{padatan}} + V_{\text{air}}$$

- Menentukan volume padatan

$$\text{Porositas} = V_{\text{ruang kosong}} / (V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{padatan}})$$

$$\text{diasumsikan porositas} = 0,4 \text{ ; maka}$$

$$40\% = 19,7258 / (19,7258 + V_{\text{padatan}})$$

$$V_{\text{padatan}} = 29,5887 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi kapasitasnya} &= 29,5887 + 98,6291 \\ &= 128,2179 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished* maka :

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$\text{Ditentukan } L_s = 1,5 \text{ d}$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$128,2179 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 1,5 \text{ d}$$

$$128,2179 = 1,1775 \text{ d}^3$$

$$d^3 = 108,8899 \text{ m}^3$$

$$d = 4,7752 \text{ m}$$

$$\text{jadi } L_s = 1,5 \text{ d}$$

$$= 1,5 \times 4,7752$$

$$= 7,1629 \text{ m}$$

tinggi tutup atas dan tutup bawah :

$$h = 0,169 \text{ d}$$

$$= 0,169 \times 7,1629$$

$$= 1,2105252 \text{ m}$$

Dimensi Sand Filter

Diameter	:	4,7752	m
Panjang	:	7,1629	m
Kapasitas	:	128,2179	m ³
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>	
Tipe	:	Tangki silinder horizontal	
Jumlah	:	1 buah	

7. Bak Penampung Air Bersih (F-222)

Fungsi : Untuk menampung air dan mengendapkan kotorannya.

Bentuk : Persegi panjang

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan masuk (W)} &= 196.572,2851 \text{ Kg/jam} \\ &= 433.363,2597 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,210569 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{433.363,26 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 6966,0713 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0548 \text{ m}^3/\text{s} = 1,9350 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 3,3437 \text{ in}^3/\text{s} = 868,5530 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 10 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = 197,2582 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ jam} = 1.972,582 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{1.972,582}{90\%} = 2.191,758 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3

maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= P \times L \times T \\ 2.191,7582 &= 60 X^3 \\ X^3 &= 36,5293 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{jadi - P} &= 5 \times 3,3180 \text{ m} = 16,590 \text{ m} \approx 17 \text{ m} \\ \text{- L} &= 4 \times 3,3180 \text{ m} = 13,272 \text{ m} \approx 14 \text{ m} \\ \text{- T} &= 3 \times 3,3180 \text{ m} = 9,954 \text{ m} \approx 10 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang
 Ukuran : 17 x 14 x 10 m
 Volume : 2.380 m³
 Bahan konstruksi : Beton
 Jumlah : 1

9. Centrifugal Pump (L-233)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.
 Tipe : Centrifugal Pump
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Rate : 196.572,2851 Kg/jam = 433.369,9709 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{433.369,9709 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 6.966,1792 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0548 \text{ m}^3/\text{s} = 868,5664 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0548 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,0192 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0192}{0,25 \cdot 3,14}} \\ &= 0,1564 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,1564 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 520.178,2217 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (54,603)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 189,7380 \text{ mm} = 7,47 \text{ in} \quad (\text{Timmerhouse, 2003}) \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 7,625 in *schedule number 80*

$$D_i = 7,625 \text{ in} = 0,1937 \text{ m}$$

$$D_o = 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m}$$

$$A = 0,3171 \text{ ft}^2 = 0,02947 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0548 \text{ m}^3/\text{s}}{0,02947 \text{ m}^2} = 1,8593 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,1937 \text{ m} \times 1,8593 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 419.787,7700 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar

2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,1937 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,0002$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,007$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,8593^2}{2 \times 1} \right| = 0,9507 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 50 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{Di \cdot 2} = \frac{4 \times 0,007 \times 50 \times 1,8593^2}{0,1937 \times 2} = 12,4952 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,8593^2}{2} \right| = 3,8893 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,8593^2}{2} \right| = 0,5877 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,8593^2}{2 \times 1} \right| = 1,7286 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned}\Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,9507 + 12,495 + 3,889 + 0,5877 + 1,7286 \\ &= 19,6515 \quad \text{J/Kg}\end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 17 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan persamaan Bernaulli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\begin{aligned}\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (1 \times 0) + 9,8067 \times (17 - 0) + 19,651 &= W_s \\ W_s &= -186,3645 \quad \text{J/Kg} \\ &= -186,3645 \quad \text{m}^2/\text{s}^2\end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{186,3645}{9,80665} = 19,004 \quad \text{m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 6.966,1792 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 868,56644 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 78\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{186,3645}{78\%} = 238,9289 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 54,603 \text{ Kg/s} \\ &= 238,9289 \text{ J/Kg} \times 54,603 \text{ Kg/s} \\ &= 13046,332 \text{ J/s} \\ &= 13046,332 \text{ Watt} \\ &= 17,4954 \text{ hp} \approx 18 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 78%

Daya pompa : 18 hp

Diameter pipa : 0,1937 m

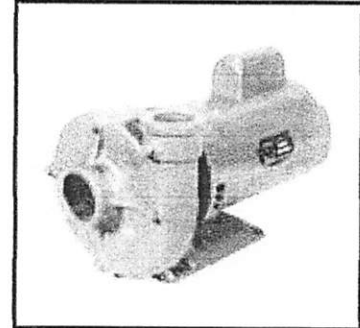
Kapasitas pompa : 868,5664 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type	:	3-E400CH-10-3
Manufacturer	:	Lancaster Electric water well pumps
Minimum Flow	:	250 gpm
Maximum Flow	:	505 gpm
HP Required	:	18 hp
HP Standard	:	20 hp
Inlet Connection Type	:	Flange
Inlet	:	4 inches
Outlet Connection Type	:	Flange
Outlet	:	3 inches
Voltage	:	230/460
Phase	:	3
Frequency	:	60
Motor	:	ODP
Speed	:	3450 RPM
Impeller	:	31,25 inches



10. Bak Penampung Air Pendingin (F-232)

Fungsi	:	Menampung air untuk didistribusikan ke alat pendingin
Bentuk	:	Persegi panjang
Rate bahan masuk (W)	=	148.583,9711 Kg/jam
	=	327.568,2228 lbm/jam
Densitas	=	996,52 Kg/m ³ = 62,210569 lbm/ft ³
Viskositas	=	0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 Kg/m.s
Waktu tinggal	=	5 jam
Rate Volumetric	=	$\frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{327.568,22 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$
	=	5265,4754 ft ³ /jam

$$= 0,0414 \text{ m}^3/\text{s} = 1,4626 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 2,5275 \text{ in}^3/\text{s} = 656,5170 \text{ gpm}$$

$$\text{Volume air} = 149,10 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam} = 745,51 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{745,512}{90\%} = 828,347 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$828,3470 = 60 X^3$$

$$X^3 = 13,8058 \text{ m}$$

$$\text{jadi - P} = 5 \times 2,3989 \text{ m} = 11,995 \text{ m} \approx 12 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 2,3989 \text{ m} = 9,596 \text{ m} \approx 10 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 2,3989 \text{ m} = 7,197 \text{ m} \approx 8 \text{ m}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang

Ukuran : 12 x 10 x 8 m

Volume : 960 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

11. *Centrifugal Pump (L-231)*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin ke peralatan.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 148.583,9711 Kg/jam = 327.573,2956 lbm/jam

$$= 0,0414 \text{ m}^3/\text{s} = 1,4626 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 2,5275 \text{ in}^3/\text{s} = 656,5170 \text{ gpm}$$

$$\text{Volume air} = 149,10 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam} = 745,51 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{745,512}{90\%} = 828,347 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= P \times L \times T \\ 828,3470 &= 60 X^3 \\ X^3 &= 13,8058 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{jadi - P} &= 5 \times 2,3989 \text{ m} = 11,995 \text{ m} \approx 12 \text{ m} \\ \text{- L} &= 4 \times 2,3989 \text{ m} = 9,596 \text{ m} \approx 10 \text{ m} \\ \text{- T} &= 3 \times 2,3989 \text{ m} = 7,197 \text{ m} \approx 8 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang

Ukuran : 12 x 10 x 8 m

Volume : 960 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

11. *Centrifugal Pump (L-231)*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin ke peralatan.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 148.583,9711 Kg/jam = 327.573,2956 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s} \\ \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{327.573,30 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 5.265,5570 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0414 \text{ m}^3/\text{s} = 656,5272 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\begin{aligned} \rho_{\text{air}} &= 996,52 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{sehingga kecepatan liquida sebesar} & \quad 2,8526 \text{ m/s} \end{aligned}$$

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0414 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,0145 \text{ m}^2 \\ 2. \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0164}{0,25 \cdot 3,14}} \\ &= 0,1360 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,1360 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 452.248,3627 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis. 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14

(Coulson & Richardson's, 1997) , dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &\quad \text{(Timmerhouse, 2003)} \\
 &= 293 \times (41,273)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\
 &= 163,5809 \text{ mm} = 6,44 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankopliss. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 7,625 in *schedule number 80*

$$\begin{aligned}
 D_i &= 7,625 \text{ in} = 0,1937 \text{ m} \\
 D_o &= 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m} \\
 A &= 0,3171 \text{ ft}^2 = 0,02947 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0414 \text{ m}^3/\text{s}}{0,02947 \text{ m}^2} = 1,4054 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \text{(Geankopliss. 1997)} \\
 &= \frac{0,1937 \text{ m} \times 1,4054 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 317.306,8567
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \quad \text{m}$$

$$D_i = 0,1937 \quad \text{m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,0002$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0049$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,4054^2}{2 \times 1} \right| = 0,5432 \quad \text{J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 50 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,005 \times 50 \times 1,4054^2}{0,1937 \times 2} = 4,9973 \quad \text{J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,4054^2}{2} \right| = 2,2221 \quad \text{J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,4054^2}{2} \right|$$

$$= 0,3358 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,4054^2}{2 \times 1} \right| = 0,9876 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,5432 + 4,997 + 2,222 + 0,3358 + 0,98762 \\ &= 9,0861 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 17 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan

persamaan Bernaulli (Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(1 \times 0) + 9,80665 \times (17 - 0) + 9,0861 = W_s$$

$$\begin{aligned} W_s &= -175,7991 \text{ J/Kg} \\ &= -175,7991 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{175,7991}{9,80665} = 17,927 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 ^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 5.265,5570 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 656,52720 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 75\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{175,7991}{75\%} = 234,3988 \text{ J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 41,273 \text{ Kg/s} \\ &= 234,3988 \text{ J/Kg} \times 41,273 \text{ Kg/s} \\ &= 9674,4193 \text{ J/s} \\ &= 9674,4193 \text{ Watt} \\ &= 12,9736 \text{ hp} \approx 15 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 75%

Daya pompa : 15 hp

Diameter pipa : 0,1937 m

Kapasitas pompa : 656,5272 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I di atas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : 316SS Centrifugal PEO 6.18"

Manufacturer : American Stainless Electric Pump

Maximum Flow : 500 gpm

HP Standard : 15 hp

Inlet Connection Type : Flange

Inlet : 3inches

Outlet Connection Type : Flange

Outlet : 2 inches

Viskositas : 1 cp 31 ssu

Motor : ODP

Speed : 3450 RPM

Impeller : 6,18 inchi

12. Cooling Tower (P-230)

Fungsi : Mendinginkan dan menampung air pendingin

Rate : 148.583,9711 Kg/jam = 327.568,2228 lbm/jam

Densitas = 996,52 Kg/m³ = 62,2106 lbm/ft³

Viskositas = 0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 Kg/m.s

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{148583,971 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 2388,4040 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0188 \text{ m}^3/\text{s} = 297,7942 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Suhu wet bulb udara (70% kelembapan) = 25 °C

Suhu air masuk menara = 45 °C

Suhu air pendingin = 27 °C

Direncanakan menggunakan cooling tower jenis Counter Flow Induced Draft

(Perry's edisi 7, hal 12-15). Sehingga diperoleh konsentrasi air 2,5 gpm/ft³.

Volume yang dibutuhkan = *rate volumetric* / konsentrasi air

$$\begin{aligned} &= \frac{297,7942 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gpm/ft}^3} \\ &= 119,1177 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume tangki = $\pi/4 \times d^2 \times Ls$

Ditentukan Ls = 4 d

maka :

Volume tangki = $\pi/4 \times d^2 \times Ls$

$$119,1177 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 4 d$$

$$119,1177 = 3,14 d^3$$

$$d^3 = 37,9356 \text{ ft}^3$$

$$d = 3,3601 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{jadi } L_s &= 4 \quad d \\ &= 4 \quad \times \quad 3,4578 \\ &= 13,8313 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas} &= \pi/4 \times d^2 \\ &= \pi / 4 \times 3,3601^2 \\ &= 8,8627 \end{aligned}$$

Dari *fig. 12-15, Perry's edisi 7, hal 12-17* diperoleh persen standart tower performance adalah 90% maka :

Hp fan/Luas tower area adalah 0,0410 Hp/ft²

$$\begin{aligned} \text{Hp fan} &= 0,0410 \quad \text{Hp/ft}^2 \quad \times \quad \text{Luas tower area} \\ &= 0,0410 \quad \text{Hp/ft}^2 \quad \times \quad 8,8627 \quad \text{ft}^2 \\ &= 0,3634 \quad \text{Hp} = 0,4 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

13. *Centrifugal Pump (L-221)*

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 20.289,645 Kg/jam = 44.731,244 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \quad \text{Kg/m}^3 = 62,2106 \quad \text{lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \quad \text{cp} = 0,0006 \quad \text{lbm/ft.s} = 0,0009 \quad \text{Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{44.731,244 \quad \text{lbm/jam}}{62,2106 \quad \text{lbm/ft}^3} \\ &= 719,0297 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0057 \quad \text{m}^3/\text{s} = 89,6510 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0057 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,0020 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0022}{0,25 \cdot 3,14}} \\ &= 0,0503 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0503 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 167.119,9309 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ & \quad (\text{Timmerhouse, 2003}) \\ &= 293 \times (5,636)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \end{aligned}$$

$$= 56,9433 \text{ mm} = 2,24 \text{ in}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 2,469 in *schedule number 80*

$$D_i = 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m}$$

$$D_o = 2,875 \text{ in} = 0,0730 \text{ m}$$

$$A = 0,0332 \text{ ft}^2 = 0,00309 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0057 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00309 \text{ m}^2} = 1,8309 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0627 \text{ m} \times 1,8309 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 133.852,1695 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar

2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,6E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0627 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,001$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0043$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,8309^2}{2 \times 1} \right| = 0,9219 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 50 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{Di \cdot 2} = \frac{4 \times 0,004 \times 50 \times 1,8309^2}{0,0627 \times 2} = 22,9858 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,8309^2}{2} \right| = 3,7714 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,8309^2}{2} \right| = 0,5699 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,8309^2}{2 \times 1} \right| = 1,6762 \quad \text{J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,9219 + 22,986 + 3,771 + 0,5699 + 1,6762 \\ &= 29,9252 \quad \text{J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 25 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ berdasarkan

persamaan Bernaulli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (0,5 \times 0) + 9,8067 \times (25 - 0) + 29,925 &= W_s \\ W_s &= -275,0914 \quad \text{J/Kg} \\ &= -275,0914 \quad \text{m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{275,0914}{9,80665} = 28,052 \quad \text{m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type	:	SS Pump and Motor
Manufacturer	:	American Stainless Electric Pump
Minimum Flow	:	2 gpm
Maximum Flow	:	245 gpm
HP Required	:	5 hp
HP Standard	:	5 hp
Inlet Connection Type	:	FNPT
Inlet	:	2 inches
Outlet Connection Type	:	FNPT
Outlet	:	1,5 inches
Voltage	:	115/230
Phase	:	1
Frequency	:	60
Motor	:	ODP
Speed	:	3450 RPM
Impeller	:	5 inchi

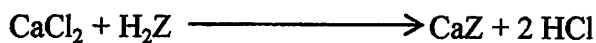
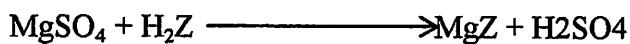
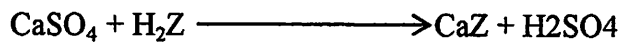
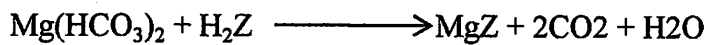
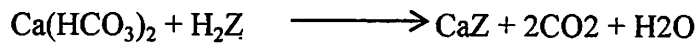
14. Kation Exchanger (D-220 A)

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air.

Spesifikasi Resin yang digunakan adalah

- Company	:	Dow Chemycal Company
- Hidrogen exchanger (H ₂ Z) dengan merck	:	Amberlite Amberlyst
- Catalog number	:	21,653,4
- Grade	:	IR-120(plus)
- Total exchange capacity	:	1,9 meq/ml
- Ukuran	:	100-500 mesh

Pada proses ini untuk menghilangkan ion-ion positif yang menyebabkan kesadahan dalam air, misalnya Mg^{2+} , Ca^{2+} , Dengan reaksi sebagai berikut :



$$\text{Rate} \quad : \quad 20.289,645 \text{ Kg/jam} = 44.730,552 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} \quad = \quad 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} \quad = \quad 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{44.730,5515 \text{ lbm/jam}}{62,211 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 719,0185 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0057 \text{ m}^3/\text{s} = 89,650 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished*, dengan :

$$\text{Kecepatan air (v)} \quad = \quad 5 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\text{Tinggi bed} \quad = \quad 3 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang bed (A)} &= \frac{Q}{v} = \frac{89,650}{5} = 17,9299 \text{ ft}^2 \\ &= 1,6658 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Volume bed = luas bed x tinggi bed

$$\begin{aligned} &= 1,6658 \quad \times \quad 3 \\ &= 4,9974 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 1/4\pi \times d^2 \\
 1,6658 &= 1/4\pi \times d^2 \\
 d &= 1,4567 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Direncanakan :

$$H = 3 d$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 - H &= 3 \times 1,4567 \quad \text{m} \\
 &= 4,3701 \quad \text{m} \\
 - \text{Volume tangki asumsi} &= A \times H \\
 &= 1,6658 \quad \times \quad 4,3701 \\
 &= 7,2797 \quad \text{m}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi :

Tiap 1 gallon air mengandung 60 grain kation, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{kandungan kation dalam air} &= 89,650 \text{ gpm} \times 60 \text{ grain/gall} \\
 &= 5378,977576 \text{ grain/menit} \\
 &= 322.738,6545 \text{ grain / jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total exchange capacity dari resin adalah} &= 1,9 \text{ } \mu\text{eq/ml} \\
 &= 1900 \text{ } \mu\text{eq/L} \\
 &= 1900 \text{ g/L}
 \end{aligned}$$

sehingga dalam 1 liter resin mampu menghilangkan hardness sebanyak 1900 gr

Jadi resin yang dibutuhkan untuk menghilangkan seluruh hardness dalam air :

$$\begin{aligned}
 6.551,751 \text{ L} \times 1900 \text{ g/L} &= 12448327 \text{ gram} \\
 &= 27444,007 \text{ lb} \times 7000 \text{ grain/lb} \\
 &= 192108046 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Umur resin} &= \frac{192.108.046,20}{322.738,6545} \\
 &= 595,2434 \text{ jam} \approx 666 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Jadi setelah 666 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat dan asam klorida

Asumsi, regenerasi resin dilakukan dalam waktu 3 bulan sekali (90 hari) sekali, maka jumlah resin yang perlukan selama 3 bulan adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{Resin yang dibutuhkan} &= \text{umur resin} \times \text{jumlah kation} \\
 &= 2160 \times 322.738,6545 \\
 &= 697115493,83 \text{ grain} = 45171,69 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi volume asli resin kation} &= \frac{\text{Resin yang dibutuhkan}}{\text{Resin mula-mula}} \times \text{Volume tangki asumsi} \\
 &= \frac{697115493,83}{192108046,20} \times 7,2797 \\
 &= 26,42 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Jika volume resin = 90 % volume tangki maka

$$\begin{aligned}
 \text{volume tangki} &= \text{Volume resin} / 90\% \\
 &= 26,42 / 90\% = 29,35 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jika $H = 3d$, maka

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= 1/4 \pi d^2 \times H \\
 29,35 &= 3/4 \pi d^3 \\
 d &= 3,3951 \text{ m} \\
 H &= 3d \\
 &= 3 \times 3,3951 \\
 &= 10,185 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Kation exchanger :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah dengan bentuk *standard dished*.

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 719,0297 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 89,65101 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 53\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{275,09}{53\%} = 519,04 \quad \text{J/Kg}$$

$$\text{Daya pompa} = W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 5,636 \quad \text{Kg/s} \\ &= 519,0404 \quad \text{J/Kg} \times 5,636 \quad \text{Kg/s} \\ &= 2925,3181 \quad \text{J/s} \\ &= 2925,3181 \quad \text{Watt} \\ &= 3,9229 \quad \text{hp} \approx 5 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 53%

Daya pompa : 5 hp

Diameter pipa : 0,0627 m

Kapasitas pompa : 89,6510 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Kation exchanger :

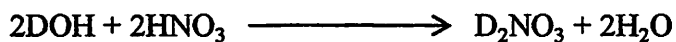
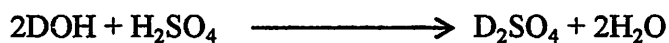
Diameter	:	3,3951	m
Tinggi	:	10,185	m
Jumlah	:	1 buah	
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 240 Grade M type 316	

15. Anion Exchanger (D-220 B)

Fungsi : Menghilangkan ion - ion negatif penyebab kesadahan air.

- Company	:	Dow Chemycal Company
- Hidrogen exchanger (H ₂ Z) dengan merck	:	Amberlite Amberlyst
- Catalog number	:	21,656-9
- Grade	:	IRA-410
- Total exchange capacity	:	2 meq/ml
- Ukuran	:	100-500 mesh

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan ion-ion positif yang menyebabkan kesadahan dalam air, misalnya Cl⁻, NO₃⁻, SO₄²⁻ Dengan reaksi sebagai berikut :



$$\text{Rate} : 20.289,6451 \text{ Kg/jam} = 44.730,5515 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{44.730,5515 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 719,0185 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0057 \text{ m}^3/\text{s} = 89,650 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished*, dengan :

$$\text{Kecepatan air (v)} = 5 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang bed (A)} &= \frac{Q}{v} = \frac{89,6496}{5} = 17,9299 \text{ ft}^2 \\ &= 1,6658 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 1/4\pi \times d^2 \\ 1,6658 &= 1/4\pi \times d^2 \\ d &= 1,4567 \text{ m} \end{aligned}$$

Direncanakan :

$$H = 3 d$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} - H &= 3 \times 1,4567 \text{ m} \\ &= 4,3701 \text{ m} \\ - \text{Volume tangki} &= A \times H \\ &= 1,6658 \times 4,3701 \\ &= 7,2797 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Asumsi :

Tiap 1 gallon air mengandung 50 grain kation, maka :

$$\begin{aligned} \text{kandungan kation dalam air} &= 89,650 \text{ gpm} \times 60 \text{ grain/gall} \\ &= 5378,9776 \text{ grain/menit} \\ &= 322.738,65 \text{ grain / jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total exchange capacity dari resin adalah} &= 1,3 \text{ meq/ml} \\ &= 1300 \text{ meq/L} \\ &= 1300 \text{ g/L} \end{aligned}$$

sehingga dalam 1 liter resin mampu menghilangkan hardness sebanyak
1300 gram

Jadi resin yang dibutuhkan untuk menghilangkan seluruh hardness dalam air :

$$\begin{aligned}
 7279,7234 \text{ L} \times 1300 \text{ g/L} &= 9463640,374 \text{ gram} \\
 &= 20863,86467 \text{ lb} \times 7000 \text{ grain/lb} \\
 &= 146047052,7 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Umur resin} &= \frac{146.047.052,67}{322.738,6545} \\
 &= 452,5242 \text{ jam} \approx 506 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Jadi setelah 506 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan soda kaustik.

Asumsi, regenerasi resin dilakukan dalam waktu 3 bulan sekali (90 hari) sekali, maka jumlah resin yang perlukan selama 3 bulan adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{Resin yang dibutuhkan} &= \text{umur resin} \times \text{jumlah kation} \\
 &= 2160 \times 322.738,6545 \\
 &= 697115493,8 \text{ grain} \\
 &= 45171,68977 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi volume asli resin kation} &= \frac{\text{Resin yang dibutuhkan}}{\text{Resin mula-mula}} \times \text{Volume tangki asumsi} \\
 &= \frac{697115493,83}{146047052,67} \times 7,2797 \\
 &= 34,75 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Jika volume resin = 90 % volume tangki maka

$$\begin{aligned}
 \text{volume tangki} &= \text{Volume resin} / 90\% \\
 &= 34,75 / 90\% \\
 &= 38,61 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jika $H = 3d$, maka

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{1}{4} \pi d^2 \times H \\
 38,61 &= \frac{3}{4} \pi d^3 \\
 d &= 3,7200 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 3d \\
 &= 3 \times 3,7200 \\
 &= 11,160 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Anion exchanger :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion negatif penyebab kesadahan air.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah dengan *bentuk standard dished.*

Dimensi Anion exchanger :

Diameter : 3,7200 m

Tinggi : 11,1600 m

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

16. Bak Air Lunak (F-223)

Fun : Menampung air bersih untuk umpan air boiler.

Rate : 20.289,645 Kg/jam = 44.730,5515 lbm/jam

Densitas = 996,52 Kg/m³ = 62,2106 lbm/ft³

Viskositas = 0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 Kg/m.s

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{44.730,552 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 719,0185 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0057 \text{ m}^3/\text{s} = 89,650 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 5 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air} &= 20,3604 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam} \\
 &= 101,8022 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{101,8022}{90\%} = 113,1136 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$113,1136 = 60 X^3$$

$$X^3 = 1,8852 \quad \text{m}$$

$$\text{jadi - P} = 5 \times 1,2353 \text{ m} = 6,1767 \text{ m} \approx 7 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 1,2353 \text{ m} = 4,9414 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 1,2353 \text{ m} = 3,7060 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang

Ukuran : 7 x 5 x 4 m

Volume : 140 m³

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1

17. Centrifuge Pump (L-224)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air lunak ke deaerator

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 20.289,6451 Kg/jam = 44.730,5515 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{44.730,552 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 719,0185 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0057 \text{ m}^3/\text{s} = 89,650 \text{ gpm}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0057 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,0020 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0022}{0,25 \cdot 3,14}} \\ &= 0,0503 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0503 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 167.118,3440 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \quad (\text{Timmerhouse, 2003}) \\ &= 293 \times (5,6360)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \end{aligned}$$

$$= 56,943 \text{ mm} = 2,2419 \text{ in}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 2,441 in *schedule number 40*

$$D_i = 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m}$$

$$D_o = 2,875 \text{ in} = 0,0730 \text{ m}$$

$$A = 3,089E-03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0057 \text{ m}^3/\text{s}}{3,089E-03 \text{ m}^2} = 1,8309 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0627 \text{ m} \times 1,8309 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 133.850,0967 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah Carbon Steel. Dari gambar

2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0627 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 7,3E-04$$

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,0048$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari bak ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,8309^2}{2 \times 0,5} \right| = 1,8437 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 20 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{Di \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 20 \times 1,8309^2}{0,0627 \times 2}$$

$$= 10,263 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,8309^2}{2} \right|$$

$$= 3,7713 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,8309^2}{2} \right|$$

$$= 0,5699 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak pipa ke deaerator

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,8309^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,6761 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,8437 + 10,263 + 3,771 + 0,5699 + 1,6761 \\ &= 18,124 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaian dirancang dengan beda tinggi 15 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli ^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (15 - 0) + 18,124 = W_s$$

$$W_s = -165,2238 \text{ J/Kg}$$

$$= -165,2238 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{165,224}{9,8067} = 16,8481 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 ^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 719,0185 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 89,65 \text{ gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 53%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{165,2238}{53\%} = 311,7431 \text{ J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masuk} &= 5,6360 \text{ Kg/s} \\ &= 311,7431 \text{ J/Kg} \times 5,6360 \text{ Kg/s} \\ &= 1756,9881 \text{ J/s} \\ &= 1756,9881 \text{ Watt} \\ &= 2,3562 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air lunak ke deaerator

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 0,53

Daya pompa : 4 hp

Diameter pipa : 0,0627 m

Kapasitas pompa : 89,650 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

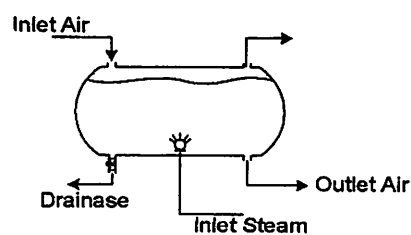
Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type	: SS pump & AIR motor
Manufacturer	: American Stainless Electric Pumps
Minimum Flow	: 2 gpm
Maximum Flow	: 170 gpm
HP Standard	: 4 hp
Inlet Connection Type	: FNPT
Inlet	: 2 inchi
Outlet Connection Type	: FNPT
Outlet	: 1,5 inchi
Motor	: Air-Pneumatic
Speed	: 3450 RPM
Impeller	: 5 inchi

18. Deaerator (D-225)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas impuritis dalam air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam

Skema Deaerator :



$$\text{Rate} : 20.289,6451 \text{ Kg/jam} = 44.730,5515 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{44.730,5515 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 719,0185 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0057 \text{ m}^3/\text{s} = 89,650 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal} &= 5 \text{ jam} \\ \text{Volume air} &= 20,3604 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam} \\ &= 101,8022 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume tangki} = \frac{101,8022}{90\%} = 113,1136 \text{ m}^3$$

- Tangki berbentuk silinder horizontal

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$\text{Ditentukan } L_s = 1,5 \text{ d}$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$113,1136 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 1,5 \text{ d}$$

$$113,1136 = 1,1775 \text{ d}^3$$

$$d^3 = 96,0625 \text{ m}^3$$

$$d = 4,5799 = 5 \text{ m}$$

$$\text{jadi } L_s = 1,5 \text{ d}$$

$$= 1,5 \times 4,5799$$

$$= 6,8698 = 7,25 \text{ m}$$

Spesifikasi deaerator :

Fungsi : Menghilangkan gas-gas impuritis dalam air umpan boiler
dengan menggunakan panas dari steam

Diameter : 5 m

Tinggi : 7,25 m

Kapasitas : 142 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1 buah

19. Centrifuge Pump (L-226)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki deaerator ke boiler

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 20.289,6451 Kg/jam = 44.730,5515 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{44.730,552 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 719,0185 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0057 \text{ m}^3/\text{s} = 89,650 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0057 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,002}{0,25 \cdot 3,14}} \\ &= 0,0503 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0503 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 167.118,3440$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$D_{i \text{ optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

(Timmerhouse, 2003)

$$= 293 \times (5,6360)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37}$$

$$= 56,943 \text{ mm} = 2,2419 \text{ in}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan ^(Brownell. 1959)

maka didapatkan ukuran pipa 2,441 in *schedule number 40*

$$D_i = 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m}$$

$$D_o = 2,875 \text{ in} = 0,0730 \text{ m}$$

$$A = 3,089\text{E-}03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0057 \text{ m}^3/\text{s}}{3,09\text{E-}03 \text{ m}^2} = 1,8309 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0627 \text{ m} \times 1,8309 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 133.850,0967$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah Carbon Steel. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0627 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,0007$$

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,0046$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari deaerator ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,8309^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,9219 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 15 m

$$F_r = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,005 \times 15 \times 1,8309^2}{0,0627 \times 2}$$

$$= 7,377 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,8309^2}{2} \right|$$

$$= 3,7713 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,8309^2}{2} \right|$$

$$= 0,5699 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak pipa ke boiler

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,8309^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,6761 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,9219 + 7,377 + 3,771 + 0,5699 + 1,6761 \\ &= 14,316 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 10 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 14,316 = W_s$$

$$W_s = -112,3822 \text{ J/Kg}$$

$$= -112,3822 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{112,3822}{9,8067} = 11,4598 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 719,0185 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 89,65 \text{ gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 55%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{112,3822}{55\%} = 204,3313 \text{ J/Kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya pompa} &= W_p \quad \times \quad m && \text{(Geankoplis. 1997)} \\
 \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida} &= 5,6360 \quad \text{Kg/s} \\
 &= 204,33 \text{ J/Kg} \quad \times \quad 5,6360 \text{ Kg/s} \\
 &= 1151,614 \quad \text{J/s} \\
 &= 1151,614 \quad \text{Watt} \\
 &= 1,5443 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki deaerator ke boiler

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 55%

Daya pompa : 2 hp

Diameter pipa : 0,0627 m

Kapasitas pompa : 89,650 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : ACS Horizontal Centrifugal Pump

Manufacturer : Finish Thompson Magnetic & Drum

Maximum Flow : 111 gpm

HP Standard : 2 hp

Inlet Connection Type : FNPT

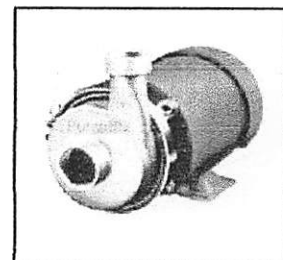
Inlet : 1,5 inches

Outlet Connection Type : FNPT

Outlet : 1,25 inches

Voltage : 230/460

Motor : TEFC



Speed : 3450 RPM
 Impeller : 4,5 inchi

20. Centrifuge Pump (L-241)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air bersih ke bak klorinasi.
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Rate : 1.524,1107 Kg/jam = 3.360,0545 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s} \\ \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{3.360,0545 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 54,0110 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0004 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0150 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,0259 \text{ in}^3/\text{s} = 6,7343 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\begin{aligned} \rho_{\text{air}} &= 996,52 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{sehingga kecepatan liquida sebesar} & \quad 2,8526 \text{ m/s} \end{aligned}$$

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0004 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\ &= 0,0001 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. \quad \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,0022}{0.25 \cdot 3.14}} \\
 &= 0,0138 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis, 1997)} \\
 &= \frac{0,0138 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 45.803,1302
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 & && \text{(Timmerhouse, 2003)} \\
 &= 293 \times (0,4234)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\
 &= 14,4406 \text{ mm} = 0,5685 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan (Geankopliss, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 1,278 in *schedule number* 80

$$Di = 1,278 \text{ in} = 0,0325 \text{ m}$$

$$Do = 1,660 \text{ in} = 0,0422 \text{ m}$$

$$A = 8,275E-04 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0004 \text{ m}^3/\text{s}}{8,275\text{E-}04 \text{ m}^2} = 0,5134 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0325 \text{ m} \times 0,5134 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,001 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 19.427,66 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah Carbon Steel. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0325 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,0014$$

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,009$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari bak ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,5134^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0725 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 13 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0090 \times 13 \times 0,5134^2}{0,0325 \times 2}$$

$$= 1,9001 \quad \text{J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 5 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,5134^2}{2} \right|$$

$$= 0,297 \quad \text{J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,5134^2}{2} \right|$$

$$= 0,0224 \quad \text{J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak pipa ke bak

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,5134^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,132 \quad \text{J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *friktinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0725 + 1,900 + 0,297 + 0,0224 + 0,132 \\ &= 2,4233 \quad \text{J/Kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 10 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 2,4233 = W_s$$

$$W_s = -100,490 \text{ J/Kg}$$

$$= -100,490 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{100,4898}{9,8067} = 10,25 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe *Centrifugal Singel stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan grafik 4-7 hal 148^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= \text{Densitas air} \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 6,7343 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{maka effisiensinya } (\eta) = 80\%$$

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{100,4898}{51\%} = 121,0720 \text{ J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida = 0,4234 Kg/s

$$= 121,0720 \text{ J/Kg} \times 0,4234 \text{ Kg/s}$$

$$= 51,257546 \text{ J/s}$$

$$= 51,257546 \text{ Watt}$$

$$= 0,0687 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air bersih ke bak klorinasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 80%

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter pipa : 0,0325 m

Kapasitas pompa : 6,7343 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : AC5 Centrifugal Pump

Manufacturer : Finish Thompson Magnetic & Drum

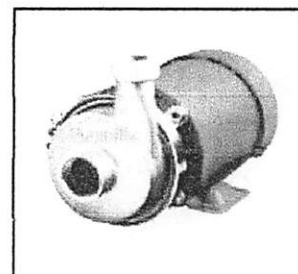
Maximum Flow : 95 gpm

HP Standard : 0,5 hp

Inlet Connection Type : FNPT

Inlet : 1,5 inches

Outlet Connection Type : FNPT



Outlet	:	1,25 inches		
Voltage	:	230/460		
Motor	:	TEFC		
Speed	:	3450 RPM	Fase	: 3
Impeller	:	4 inchi		

21. Bak Klorinasi (F-240)

Fungsi : Membersihkan air dari kuman dengan penambahan gas Cl_2
sebanyak 100 ppm

$$\text{Rate} : 1.524,1107 \text{ Kg/jam} = 3.360,0545 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskoşitas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{3360,0545 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 54,0110 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0004 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0150 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,0259 \text{ in}^3/\text{s} = 6,7343 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 5 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = 1,5294 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam} = 7,6471 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{7,6471}{90\%} = 8,4968 \text{ m}^3$$

Kebutuhan alum = volume air dengan konsentrasi 100 ppm atau 100 mg

$$\text{tiap 1 L air} = 0,1 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Cl}_2 &= 0,1 \text{ kg/m}^3 \times 8,4968 \text{ m}^3 \\ &= 0,8497 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Cl}_2 \text{ setiap hari} &= \frac{24 \text{ jam/hari} \times 0,8497 \text{ Kg}}{4 \text{ jam}} \\ &= 5,0981 \text{ Kg/hari} \end{aligned}$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$8,4968 = 60 X^3$$

$$X^3 = 0,1416 \text{ m}$$

$$\text{jadi - P} = 5 \times 0,5212 \text{ m} = 2,6062 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 0,5212 \text{ m} = 2,0849 \text{ m} \approx 2,5 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 0,5212 \text{ m} = 1,5637 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang

Ukuran : 3 x 2,5 x 2 m

Volume : 15 m³

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1

22. Centrifuge Pump (L-242)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak klorinasi ke sanitasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 1.524,1107 Kg/jam = 3.360,0545 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ Kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{3.360,0545 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 54,0110 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0004 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0150 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 0,0259 \text{ in}^3/\text{s} = 6,7343 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned}
 1. \text{ Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0004 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} \\
 &= 0,0001 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. \text{ Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,0022}{0,25 \cdot 3,14}} \\
 &= 0,0138 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{0,0138 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 45.803,1302
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &\quad \text{(Timmerhouse, 2003)} \\ &= 293 \times (0,4234)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 14,441 \text{ mm} = 0,5685 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis, 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 2,469 in *schedule number 40*

$$Di = 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m}$$

$$Do = 2,875 \text{ in} = 0,0730 \text{ m}$$

$$A = 3,089\text{E-}03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0004 \text{ m}^3/\text{s}}{3,09\text{E-}03 \text{ m}^2} = 0,1375 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \text{(Geankoplis, 1997)} \\ &= \frac{0,0627 \text{ m} \times 0,1375 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ Kg/m}^3}{0,0009 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 10.054,5065 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah Carbon Steel. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0627 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = 0,0007335$$

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,0046$$

F. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari bak ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,1375^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0052 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 500 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0046 \times 500 \times 0,1375^2}{0,0627 \times 2} = 1,3875 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,1375^2}{2} \right| = 0,0213 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,1375^2}{2} \right|$$

$$= 0,0032 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi mendadak

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,1375^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0095 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0052 + 1,387 + 0,021 + 0,0032 + 0,0095 \\ &= 1,4266 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

G. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda tinggi 10 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 0,5$ berdasarkan

persamaan Bernauli (Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(1 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 1,4266 = W_s$$

$$\begin{aligned} W_s &= -99,4931 \quad \text{J/Kg} \\ &= -99,4931 \quad \text{m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{99,4931}{9,8067} = 10,1454 \quad \text{m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 ^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe

Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 54,0110 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 6,7343 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 51%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{99,4931}{51\%} = 195,0845 \quad \text{J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida = 0,4234 Kg/s

$$= 195,0845 \quad \text{J/Kg} \times 0,4234 \quad \text{Kg/s}$$

$$= 82,591788 \quad \text{J/s}$$

$$= 82,591788 \quad \text{Watt}$$

$$= 0,1108 \quad \text{hp} \approx 0,75 \quad \text{hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak klorinasi ke sanitasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 51%

Daya pompa : 0,75 hp

Diameter pipa : 0,0627 m

Kapasitas pompa : 6,7343 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : AC5 Horizontal Centrifugal Pump EXP

Manufacturer : Finish Thompson and Drum

Maximum Flow : 70 gpm

HP Required : 0,75 hp

HP Standard : 0,75 hp

Inlet Connection Type : Flange

Inlet : 1,25 inchi

Outlet Connection Type : Flange

Outlet : 0,75 inchi

Voltage : 230/460

Phase : 1

Frequency : 60

Motor : EXP

Speed : 3450 RPM

Impeller : 4 inchi

2. Unit Penyediaan Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik, direncanakan diperoleh dari PLN dan generator set. Tenaga listrik yang disediakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain - lain. Perincian kebutuhan listrik :

No.	Kode Alat	Nama Alat	HP
1	M-110	Mixer I	54
2	L-113	Centrifugal Pump	4
3	L-114	Centrifugal Pump	0,5
4	J-115	Belt Conveyor	1,2
5	H-114	Screw Press	750
6	R-120	Reaktor Esterifikasi I	80
7	M-122	Mixer II	19
8	L-124	Centrifugal pump	4
9	H-125	Centrifuge I	1/2
10	L-126	Centrifugal Pump	4
11	R-130	Reaktor Esterifikasi II	80
12	M-131	Mixer III	2,5
13	L-132	Centrifugal pump	4
14	L-134	Centrifugal Pump	2
15	L-136	Centrifugal Pump	4
16	L-141	Centrifugal Pump	4
17	M-143	Mixer IV	16
18	J-146	Belt Conveyor	1,2
19	L-148	Centrifugal Pump	4
20	L-152	Centrifugal Pump	4
21	H-153	Centrifuge II	1/2
22	L-162	Centrifugal Pump	1
23	L-172 A	Centrifugal pump	4
24	L-172 B	Centrifugal pump	4
25	L-172 C	Centrifugal pump	4
26	J-179	Belt Conveyor	0,5
27	R-180	Tangki penetralan	25
28	H-182	Centrifuge III	0,5
29	L-183	Centrifugal Pump	2
30	J-184	Belt Conveyor	0,5
31	L-185A	Centrifugal Pump	15
32	L-185B	Centrifugal Pump	15
33	L-185C	Centrifugal Pump	15
Jumlah			1125,9

B. Perincian Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas Pabrik Biodiesel

No.	Kode Alat	Nama Alat	HP
1	L - 217 A	Centrifugal Pump	10
2	L - 217 B	Centrifugal Pump	7,5
3	L - 217 C	Centrifugal Pump	3
4	L - 215	Centrifugal Pump	15
5	L - 213	Centrifugal Pump	15
6	M - 212	Clarifier	12
7	L - 211	Centrifugal Pump	10
8	L - 233	Centrifugal Pump	20
9	L - 231	Centrifugal Pump	15
10	P - 230	Cooling Tower	0,4
11	L - 221	Centrifugal Pump	5
12	L - 224	Centrifugal Pump	4
13	L - 226	Centrifugal Pump	2
14	L - 241	Centrifugal Pump	0,5
15	L - 242	Centrifugal Pump	0,75
Jumlah			120,15

Jadi total kebutuhan untuk motor penggerak

$$\begin{aligned}
 &= 1125,9 + 120,15 \\
 &= 1246,05 \text{ HP} \times 0,7457 \text{ KWH/HP} \\
 &= 929,17949 \text{ KWH}
 \end{aligned}$$

C. Perincian Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Untuk keperluan penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal tanah dengan menggunakan rumus dari ^(perry edisi 3) halaman

$$1758 \quad : \quad L = \frac{A \times F}{U \times D}$$

- Dimana :
- L = Lumen Outlet
 - A = Luas Daerah (ft²)
 - F = Foot Candle
 - U = Koefisien Utilitas (0,8)
 - D = Efisiensi rata - rata penerangan

No.	Lokasi	Luas (m ²)	Luas (ft ²)	Candle	Lumen
1	Taman, Halaman, Jalan	600,00	6.458,19	25	201.818,41
2	Gedung Utama	3.750,00	40.363,68	25	1.009.092,1
3	Ruang Proses	20.000,00	215.272,97	20	4.305.459,5
4	Pos Satpam	64,00	688,87	20	13.777,47
5	Parkir Tamu	100,00	1.076,36	10	10.763,65
6	Parkir Karyawan	1.500,00	16.145,47	10	161.454,73
7	Storage Biji Nyamplung	126,00	1.356,22	5	6.781,10
8	Storage CaOH ₂	88,00	947,20	5	4.736,01
9	Storage CaSO ₄	64,00	688,87	5	3.444,37
10	Storage KOH	7,50	80,73	10	807,27
11	Storage Magnesol	35,00	376,73	10	3.767,28
12	Pemadam Kebakaran	150,00	1.614,55	30	48.436,42
13	Utilitas	5.000,00	53.818,24	20	1.076.364,9
14	Boiler	400,00	4.305,46	10	43.054,59
15	Pengolahan Limbah	625,00	6.727,28	10	67.272,80
16	Pembuangan Ampas	225,00	2.421,82	5	12.109,10
17	Power Plant	200,00	2.152,73	10	21.527,30
18	Storage Metil Ester	1.000,00	10.763,65	20	215.272,97
19	Storage Cake	30,00	322,91	10	3.229,09
20	Storage Gliserol	252,00	2.712,44	20	54.248,79
21	Transportasi	2.000,00	21.527,30	10	215.272,97
22	Bengkel	450,00	4.843,64	30	145.309,26
23	Kantin	56,00	602,76	20	12.055,29
24	Mushola	64,00	688,87	10	6.888,74
25	Rencana Perluasan Pabrik	7.500,00	80.727,36	5	403.636,82
	Total	44.286,50	8.523.620,1		0,00

Untuk halaman, taman, pengolahan air, pengolahan limbah, proses produksi lokasi bahan baku dan gudang produksi, akan digunakan proses produksi lampu mercury 250 watt dengan output lumen 10.000.

Lumen outlet untuk taman, halaman, jalan utilitas, ruang proses, dan gudang produk = 5.935.022,0419 lumen

Jumlah total lampu mercury yang dibutuhkan :

$$= \frac{5.935.022}{10.000} = 593,5022042 = 590 \text{ Buah}$$

Untuk daerah lainnya, penerangan menggunakan lampu TL40 watt dengan output lumen 1960.

Total lumen outlet untuk daerah tersebut = 1.095.039,79 lumen

Jumlah total lampu TL 40 watt yang dibutuhkan :

$$= \frac{1.095.040}{1.960} = 558,6937726 = 1074 \text{ Buah}$$

Maka kebutuhan listrik untuk penerangan :

$$= (590 \times 250) + (1074 \times 40)$$

$$= 190,5 \text{ KW}$$

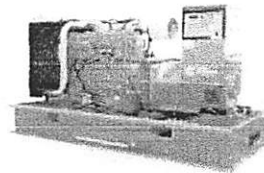
Untuk kebutuhan mesin penggerak digunakan generator dengan kapasitas

$$= 929,2 / 80\% = 1161,4744 \text{ KW} = 1161,4744 \text{ KVA}$$

Generator (P-250)

Jadi generator untuk kebutuhan mesin penggerak distandardkan dengan yang ada di pasaran, yaitu :

Perusahaan : Cummins
 Model : C1400D5
 Energi : 1400 KVA
 Mesin : KTA50G3

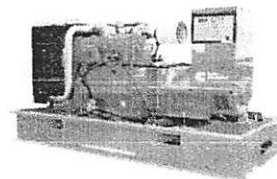


Sedangkan untuk kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik membutuhkan generator dengan kapasitas

$$= 190,5 / 80\% = 238,075 \text{ KW} = 238,075 \text{ KVA}$$

Jadi generator untuk kebutuhan kebutuhan listrik distandardkan dengan yang ada di pasaran, yaitu :

Perusahaan : Cummins
 Model : C250D5
 Energi : 250 KVA
 Mesin : 6CTAA8.3G2



Bahan bakar

Jenis bahan bakar yang digunakan adalah biodiesel

Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Daya generator} &= 1650 \text{ KVA} \\ &= 1650 \text{ KVA} \times 3412,2 \text{ BTU/menit} \\ &= 5630130 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Heating Value solar} = 118.296 \text{ BTU/gallon} \quad (\text{National Biodiesel Board, 2008})$$

Maka minyak yang dibutuhkan :

$$= \frac{5630130}{118.296} = 47,59 \text{ gallon/jam} = 180,16 \text{ L/jam}$$

Pompa Bahan Bakar (L-252)

Fungsi : Mengalirkan bahan bakar ke generator dan boiler

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 180,1607 L/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 0,88 \text{ g/cm}^3 = 880 \text{ Kg/m}^3 = 0,0549 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 13,70 \text{ cp} = 13,7 \text{ lbm/ft.s} = 0,0137 \text{ Kg/m.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = 180,1607 \text{ L/jam}$$

$$= 6,3623 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,00005 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0018 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,0031 \text{ in}^3/\text{s} = 0,7933 \text{ gpm}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Richardson, 1993), dimana :

$$\rho_{\text{air}} = 880 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,9400 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$\begin{aligned} 1. \quad \text{Luas aliran pipa} &= \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,00005 \text{ m}^3/\text{s}}{2,9400 \text{ m/s}} \\ &= 0,00002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \quad \text{Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0,00001}{0,25 \cdot 3,14}} \\ &= 0,0047 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{0,0047 \text{ m} \times 2,9400 \text{ m/s} \times 880 \text{ Kg/m}^3}{0,0137 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 879,3864 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminer* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 ^(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (0,0440)^{0,53} \times (880,0)^{-0,37} \end{aligned}$$

(Timmerhouse, 2003)

$$= 4,5566 \text{ mm} = 0,1794 \text{ in}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 (Geankoplis. 1997)

maka didapatkan ukuran pipa 0,215 in *schedule number 80*

$$D_i = 0,215 \text{ in} = 0,0055 \text{ m}$$

$$D_o = 0,405 \text{ in} = 0,0103 \text{ m}$$

$$A = 2,341E-05 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,00005 \text{ m}^3/\text{s}}{2,34E-05 \text{ m}^2} = 2,1377 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0055 \text{ m} \times 2,1377 \text{ m/s} \times 880 \text{ Kg/m}^3}{0,0137 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 749,8793 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Laminer

Untuk aliran laminer, *fanning friction factor(f)* dihitung dengan rumus:

$$f = \frac{16}{N_{Re}} = \frac{16}{749,8793} = 0,021336767$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari tangki ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{2,1377^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,2567 \text{ J/Kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 25 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0213 \times 25 \times 2,1377^2}{0,0055 \times 2}$$

$$= 892,7668 \text{ J/Kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{2,1377^2}{2} \right|$$

$$= 5,1412 \text{ J/Kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997) didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

$$h_v = K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{2,1377^2}{2} \right|$$

$$= 0,7769 \text{ J/Kg}$$

5. Ekspansi secara mendadak

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \cdot \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,1377^2}{2 \times 1,0} \right| = 2,2850 \text{ J/Kg}$$

6. Menentukan jumlah *friktional loss*

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex}$$

$$= 1,2567 + 4,000 + 5,141 + 0,7769 + 2,2850$$

$$= 13,4598 \text{ J/Kg}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi :
- Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m
 - Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 0,5$ berdasarkan

persamaan Bernoulli ^(Geankoplis. 1997), maka :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(1 \times 0) + 9,8067 \times (10 - 0) + 13,4598 = W_s$$

$$W_s = -111,5263 \text{ J/Kg}$$

$$= -111,5263 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{111,5263}{9,8067} = 11,3725 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 ^(Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil

kesimpulan bahwa :

- Pompa yang digunakan merupakan Pompa bertipe
Centrifugal Singel stage 3500 rpm

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan

grafik 4-7 hal 148 ^(Vilbrant. 1959), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida} &= 6,362282 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,7933 \text{ gpm} \end{aligned}$$

maka effisiensinya (η) = 15%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{111,5263}{15\%} = 743,5088 \text{ J/Kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida} &= 0,0500 \text{ Kg/s} \\ &= 743,5088 \text{ J/Kg} \times 0,0500 \text{ Kg/s} \\ &= 37,208636 \text{ J/s} \\ &= 37,208636 \text{ Watt} \\ &= 0,0499 \text{ hp} \approx 0,1 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pompa Bahan Bakar

Fungsi : Mengalirkan bahan bakar ke generator dan boiler

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 15%

Daya pompa : 0,1 hp

Diameter pipa : 0,0055 m

Kapasitas pompa : lbm/ft.s gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : Chemical Pump

Manufacturer : Finish Thompson Magnetic and Drum

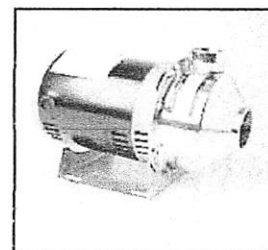
Maximum Flow : 19 gpm

HP Standard : 0,33 hp

Inlet Connection Type : FNPT

Inlet : 0,75 inchi

Outlet Connection Type : FNPT



Outlet	:	0,5 inchi
Fase	:	1
Voltage	:	115/230
Motor	:	TEFC
Speed	:	3450 RPM
Impeller	:	3,5 inchi

Tangki Bahan Bakar (F-251)

Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar untuk boiler dan generator

Rate : 180,1607 L/jam

Densitas = 0,88 g/cm³ = 880 Kg/m³ = 0,0549 lbm/ft³

Viskositas = 13,7 cp = 13,7 lbm/ft.s = 0,0137 Kg/m.s

Rate Volumetric = 180,1607 L/jam

= 6,3623 ft³/jam

= 0,0001 m³/s = 0,0018 ft³/s

= 0,0031 in³/s = 0,7933 gpm

Tangki bahan bakar ini untuk menyimpan bahan bakar selama 7 hari

Volume air = 0,1802 m³/jam x 24 jam x 7 hari

= 30,2670 m³

Diasumsikan :

- Volume isi = 80% volume tangki

- Volume ruang kosong = 20% volume tangki

maka volume tangki :

$$V_T = \frac{100\%}{80\%} \times 30,2670$$

$$= 37,83375399 \text{ m}^3$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas *flat* dan tutup bawah *standard dished*

Menentukan Dimensi tangki clarifier :

$$V_{\text{total}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$= \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_s$$

dimana : $\tan 1/2 \alpha = 1,7321$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$V_{\text{total}} = 0,0755345 D_i^3 + 1,1775 D_i^3$$

$$37,8338 = 1,2530 D_i^3$$

$$D_i^3 = 30,1937 \text{ m}^3$$

$$D_i = 3,1139 \text{ m} = 10,21610207 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = L_s = 1,5 D_i$$

$$= 1,5 \times 3,1139 = 4,6709 \text{ m} = 15,324 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$$V_{\text{air}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$= \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| + 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_{ls}$$

dimana : $\tan 1/2 \alpha = 1,7321$

$$30,2670 = 2,280666831 + 7,6117 L_{ls}$$

$$L_{ls} = 3,6768 \text{ m}$$

Menghitung tekanan design (Pi)

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \left| \frac{\rho \times g \times L_s}{144 \times 32,174} \right| \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0549 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 15,3242 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 0,0058 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14,696 + 0,0058 - 14,696 \\
 &= 0,0058 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Direncanakan :

Bahan konstruksi : *High alloy steel SA - 240 grade B*

Type pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

maka didapatkan :

- Allowable stress = 17.500 psi (Brownell and Young, 1959)
- Effisiensi sambungan = 0,8 (Brownell and Young, 1959)
- Faktor korosi = 1/16 in

Menentukan tebal silinder (t_s)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= \frac{0,0058 \times 122,5932}{2 \times (17500 \times 0,8) - (0,6 \times 1/16)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0625 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Standardisasi D_o

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\
 &= 122,5932 + 0,375 \\
 &= 122,9682 \text{ in} \\
 &= 3,1234 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$D_o = 102 \text{ in} = 2,5908 \text{ m}$ dan didapatkan data sebagai

berikut :

$$i_{cr} = 6 \frac{1}{8}$$

$$r = 96 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned} D_i &= D_o - (2 \times ts) \\ &= 102 - 0,375 \\ &= 101,625 \text{ in} = 8,4688 \text{ ft} = 2,5813 \text{ m} \end{aligned}$$

Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$L_s/D_i < D_o$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup bawah}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$37,8338 \text{ m}^3 = 5,2305 L_s + 1,299124808$$

$$L_s = 6,984973443 = 22,3868 \text{ ft} = 268,6421 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{6,9850 \text{ m}}{2,5813 \text{ m}} = 2,7060 \quad (\text{Memenuhi})$$

Menentukan dimensi tutup bawah :

$$t_{hb} = \frac{\pi \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi) \cos 1/2 \alpha} + C$$

$$\text{dimana } d_e = D_i = 101,63 \text{ in dan } a = 120$$

$$\cos 1/2 \alpha = 0,5$$

$$= \frac{0,0058 \times 101,625}{2 \times \left| 17500 \times 0,8 \right| - \left| 0,6 \times 0,0058 \times 0,5 \right|} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,00004 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

maka pada ts (3/16) diperoleh harga :

$$sf = 1,5 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Menentukan Tinggi tutup bawah (hb)

Untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah

$$\begin{aligned}
 hb &= \frac{0,5 \times Di}{\tan 1/2 \alpha} \\
 &= \frac{0,5 \times 101,6250 \text{ in}}{1,7321} \\
 &= 29,3358 \text{ in} = 0,7451 \text{ m} = 2,4446 \text{ ft} \\
 hb &= hb + sf \\
 &= 2,4446 + 1,5 \\
 &= 3,9446 \text{ in} = 0,1002 \text{ m} = 0,3287 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki sebagai berikut :

Diameter Luar (Do)	=	102 in	=	2,5908 m
Diameter Dalam (Di)	=	101,6250 in	=	2,5813 m
Tinggi silinder (Ls)	=	183,8898 in	=	4,6708 m
Tebal Silinder (ts)	=	0,1875 in	=	0,0048 m
Tebal tutup bawah (t _{hb})	=	0,1875 in	=	0,0048 m
Tinggi tutup bawah (hb)	=	3,9446 in	=	0,1002 m
Tinggi tangki (H)	=	Tinggi (tutup bawah + silinder)		
	=	hb + Ls		
	=	3,9446	+	183,8898
	=	187,8345	in	
	=	15,6529	ft	= 4,7710 m

APPENDIK E

ANALISA EKONOMI

A. Metode Penafsiran Harga

Harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk menafsirkan harga peralatan diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga dapat ditafsirkan harga peralatan pada saat ini. Maka untuk menafsirkan harga saat ini digunakan persamaan pada halaman 164 Peter & Timmerhaus, 1999 :

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

Dimana :

C_A = Tafsiran harga alat tahun 2012

C_B = Tafsiran alat pada tahun 2010

I_A = Indeks harga alat tahun 2012

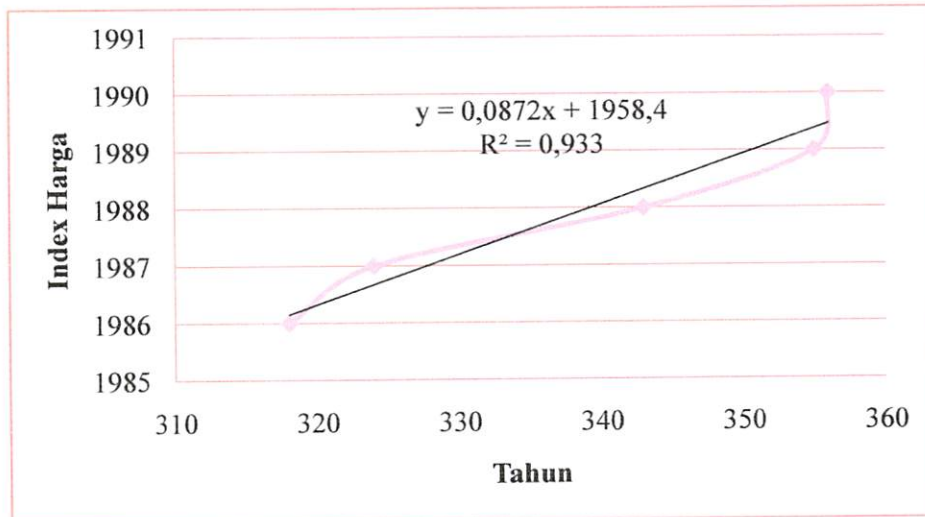
I_B = Indeks harga alat tahun 2010

Harga alat pada pra rencana pabrik Biodiesel dari Jarak Pagar didasarkan pada harga alat yang terdapat pada Peter & Timmerhaus, 1999 dan Ulrich, 1984 :

Tabel E.1. Indeks harga pada tahun sebelumnya

No.	Tahun y	Indeks harga, x
1	1986	318
2	1987	324
3	1988	343
4	1989	355
5	1990	356

Kenaikan harga indeks pada tahun 1986-1990 diatas merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga tahun ke A maka persamaan dapat ditampilkan pada grafik dibawah :



adalah :

Indeks harga pada tahun 2010 ($y = 2010$)

$$2010 = 0,0872 x + 1958,4$$

$$x = 591,74$$

Indeks harga pada tahun 2011 ($y = 2011$)

$$2011 = 0,0872 x + 1958,4$$

$$x = 603,21$$

Indeks harga pada tahun 2012 ($y = 2012$)

$$2012 = 0,0872 x + 1958,4$$

$$x = 614,68$$

B. Harga Peralatan

Setelah didapatkan haraga indeks pada saat ini maka dengan menggunakan metode penaksiran harga didapatkan haraga peralatan proses seperti pada tabel E.2. dan peralatan Utilitas pada E.3

Cara menghitung harga alat dengan menggunakan persamaan diatas maka ;

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

Dimana : - Indeks Harga alat tahun 2010 = 591,74
 - Indeks Harga alat tahun 2012 = 614,68

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke B} \times \frac{614,68}{591,74}$$

Contoh perhitungan peralatan :

Nama alat : Storage asam fosfat

Type : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas
standart dished dan tutup bawah berbentuk *conical*
dished dengan sudut puncak 120°

Volume : 3,3718 m³

Bahan konstruks : Carbon steel

Dari fig. 5-54 hal 312 Ulrich diperoleh :

F_{BM} : 2,1

C_p : \$1.500

C_{BM} : F_{BM} × C_p = \$3.150

Jadi harga pada tahun 2012 adalah :

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{indeks harga pada tahun 2012}}{\text{indeks harga pada tahun 2010}} \times \text{harga alat tahun 2012} \\ &= \frac{614,7}{592} \times \$3.150 \\ &= \$3.272,09 \end{aligned}$$

Tabel E.2. Daftar Harga Peralatan Proses pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel

No.	Nama Alat	Kode	Harga Total	
			(\$)	(Rp)
1	Mixer I	M-110	191.547,29	1.915.472.868,22
2	Storage As.Fosfat	F-111	3.272,09	32.720.930,23
3	Heat Exchanger	E-112	2.139,92	21.399.239,54
4	Centrifugal Pump	L-113	1.662,02	16.620.155,04
5	Centrifugal Pump	L-114	886,06	8.860.620,16
6	Belt Conveyor	J-115	14.231,01	142.310.077,52
8	Screw Press	H-114	57.064,64	570.646.387,83
9	Reaktor Esterifikasi	R-120	315.471,32	3.154.713.178,29
10	Heat Exchanger	E-121	2.751,33	27.513.307,98
11	Mixer II	M-122	41.550,39	415.503.875,97
12	Storage As.sulfat	F-123	11.779,53	117.795.348,84
13	Centrifugal Pump	L-124	2.631,18	26.311.782,95
14	Centrifuge I	H-125	124.651,16	1.246.511.627,91
15	Centrifugal Pump	L-126	841,40	8.413.953,49
16	Reaktor esterifikasi II	R-130	268.509,51	2.685.095.057,03
17	Mixer III	M-131	20.775,19	207.751.937,98
18	Centrifugal Pump	L-132	1.722,26	17.222.635,66
19	Dekanter I	H-133	21.813,95	218.139.534,88
20	Centrifugal Pump	L-134	1.662,02	16.620.155,04
21	Heat Exchanger	E-135	2.804,65	28.046.511,63
22	Reaktor tranesterifikasi	R-140	61.140,68	2.445.627.376,43
23	Centrifugal Pump	L-141	1.722,26	17.222.635,66
24	Dekanter II	H-142	21.813,95	218.139.534,88
25	Mixer IV	M-143	79.482,89	794.828.897,34

No.	Nama Alat	Kode	Harga Total	
			(\$)	(Rp)
27	Bin KOH	F-145	2.343,73	23.437.262,36
28	Belt Conveyor	J-146	14.231,01	142.310.077,52
29	Heat Exchanger	E-147	831,01	8.310.077,52
30	Evaporator I	V-150	60.248,06	1.204.961.240,31
31	Condensor	E-151	1.038,76	10.387.596,90
32	Centrifugal Pump	L-152	1.260,52	12.605.171,10
33	Centrifuge II	H-153	16.724,03	167.240.310,08
34	Cooler	E-154	3.057,03	30.570.342,21
35	Evaporator II	V-160	85.698,86	1.713.977.186,31
36	Condensor	E-161	1.869,77	18.697.674,42
37	Centrifugal Pump	L-162	1.722,26	17.222.635,66
38	Cooler	E-163	2.077,52	20.775.193,80
39	Storage Gliserol	F-164	32.720,93	327.209.302,33
40	Cooler	E-165	934,88	9.348.837,21
41	Tanki pencuci	M-170	3.159,95	31.599.543,73
42	Cooler	E-171	9.348,84	93.488.372,09
43	Centrifugal Pump	L-172A	2.068,17	20.681.705,43
44	Centrifugal Pump	L-172B	2.028,85	20.288.517,11
45	Magnesol bin	F-173	18.905,43	189.054.263,57
47	Filter Press	H-175	93.592,25	935.922.480,62
48	Storage Metil Ester	F-176	18.697,67	186.976.744,19
50	Belt Conveyor	J-179	14.231,01	142.310.077,52
51	Tangki penetralan	R-180	103.875,97	1.038.759.689,92
53	Centrifuge III	H-182	16.724,03	167.240.310,08
54	Centrifugal Pump	L-183	1.284,95	12.849.457,36
55	Belt Conveyor	J-184	14.231,01	142.310.077,52
56	Centrifugal Pump	L-185 A	1.662,02	16.620.155,04
57	Centrifugal Pump	L-186	886,06	8.860.620,16
59	Bin Ca(OH) ₂	F-188	6.980,47	69.804.651,16
60	Destilasi I	D-190	461.313,18	4.613.131.782,95
61	Cooler	E-191	97.747,29	977.472.868,22
62	Condensor	E-192	9.349	93.488.372
63	Storage Metanol	F-193	104.706,98	1.047.069.767,44
64	Accumulator	F-194	7.894,57	78.945.736,43
65	Centrifugal Pump	L-136	2.068,17	20.681.705,43
66	Centrifugal Pump	L-148	2.028,85	20.288.517,11
67	Centrifugal Pump	L-172 C	2.028,85	20.288.517,11
68	Centrifugal Pump	L-185 B	1.662,02	16.620.155,04
69	Centrifugal Pump	L-185 C	886,06	8.860.620,16
			Jumlah	28.034.155.246

Tabel E.3. Daftar Harga Peralatan Utilitas pada Pabrik Biodiesel

No.	Nama Alat	Kode	Harga Total	
			(\$)	(Rp)
1	Centrifugal pump	L-127 A	3.316,00	33.160.000,00
2	Centrifugal pump	L-127 B	1.600,00	16.000.000,00
3	Centrifugal pump	L-127 C	160,00	1.600.000,00
4	Bak sedimentasi	F-216	4.735,71	47.357.142,86
5	Centrifugal pump	L-215	1.662,02	16.620.155,04
6	Bak Skimmer	F-214	2.057,14	20.571.428,57
7	Centrifugal pump	L-213	1.662,02	16.620.155,04
8	Clarifier	M-212	18.697,67	186.976.744,19
9	Centrifugal pump	L-211	1.722,26	17.222.635,66
10	Sand Filter	H-210	6.315,66	63.156.589,15
11	Bak Air Bersih	F-222	5.100,00	51.000.000,00
12	Kation Exchange	D-220A	5.505,43	55.054.263,57
13	Anion Exchange	D-220B	5.505,43	55.054.263,57
14	Bak Air lunak	F-223	1.360,00	13.600.000,00
15	Centrifugal pump	L-224	787,38	7.873.798,45
16	Deaerator	D-225	7.271,32	72.713.178,29
17	Boiler	Q-227	5.609,30	56.093.023,26
18	Centrifugal pump	L-233	3.316,00	33.160.000,00
19	Bak air pendingin	F-232	2.228,57	22.285.714,29
20	Pompa	L-231	1.662,02	16.620.155,04
21	Cooling tower	P-230	18.593,80	185.937.984,50
22	Centrifugal pump	L-242	1.142,64	11.426.356,59
23	Bak Klorinasi	F-240	1.350,00	13.500.000,00
24	Centrifugal pump	L-241	804,00	8.040.000,00
25	Generator	P-233	82.000,00	1.640.000.000,00
26	Tangki bahan bakar	F-229	6.544,19	65.441.860,47
27	Pompa bahan bakar	L-228	1.327,53	13.275.348,84
			Jumlah	2.740.360.797,35

$$\begin{aligned}
 \text{Harga peralatan total} &= \text{Harga peralatan proses} + \text{Harga peralatan Utilitas} \\
 &= \text{Rp. } 28.034.155.245,67 + \text{Rp. } 2.740.360.797,35 \\
 &= \text{Rp. } 30.774.516.043,02
 \end{aligned}$$

Dengan Faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20%, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga peralatan total} &= 120\% \times \text{Rp. } 30.774.516.043,02 \\
 &= \text{Rp. } 36.929.419.251,63
 \end{aligned}$$

C. Biaya Bahan Baku**1. Biji nyamplung**

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Perjam} &= 115.337,30 \text{ Kg} \\
 \text{Harga Biji Per Kg} &= \text{Rp. } 1.000 \quad (\text{Energi Indonesia.2008}) \\
 \text{Biaya per tahun} &= 115.337,30 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 1.000 \\
 &= \text{Rp. } \mathbf{913.471.378.874,0080}
 \end{aligned}$$

2. Metanol

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Perjam} &= 6.291,81 \text{ Kg} \\
 \text{Harga Metanol Per Kg} &= \text{Rp. } 9.000 \quad (\text{Indonetwork. 2008}) \\
 \text{Biaya per tahun} &= 6.291,81 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 9.000 \\
 &= \text{Rp. } \mathbf{448.480.043.304,34}
 \end{aligned}$$

3. Asam Sulfat

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Perjam} &= 834,1005 \text{ Kg} \\
 \text{Harga As. Sulfat Per Kg} &= \text{Rp. } 1.542 \quad (\text{PT.Tahoma Mandiri}) \\
 \text{Biaya per tahun} &= 834,1005 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 1.542 \\
 &= \text{Rp. } \mathbf{10.186.568.997,4497}
 \end{aligned}$$

4. Asam fosfat

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Perjam} &= 23,0675 \text{ Kg} \\
 \text{Harga As. fosfat Per Kg} &= \text{Rp. } 15.000 \quad (\text{Kurnia Jaya. 2008}) \\
 \text{Biaya per tahun} &= 23,0675 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 15.000 \\
 &= \text{Rp. } \mathbf{2.740.414.136,6220}
 \end{aligned}$$

5. Pottasium Hidroksida (KOH)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Perjam} &= 318,0080 \text{ Kg} \\
 \text{Harga KOH Per Kg} &= \text{Rp. } 33.759 \\
 \text{Biaya per tahun} &= 318,0080 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 33.759 \\
 &= \text{Rp. } 85.026.203.506,3827
 \end{aligned}$$

6. Magnesol

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Perjam} &= 4.627,43 \text{ Kg} \\
 \text{Harga Magnesol Per Kg} &= \text{Rp. } 20.519 \quad (\text{Filtertechnik. 2008}) \\
 \text{Biaya per tahun} &= 4627,4261 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 20.519 \\
 &= \text{Rp. } 752.019.895.425,4700
 \end{aligned}$$

7. Ca(OH)₂

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Perjam} &= 617,23 \text{ Kg} \\
 \text{Harga Ca(OH)}_2 \text{ Per Kg} &= \text{Rp. } 860 \quad (\text{Cv. Usaha Anak Bangsa}) \\
 \text{Biaya per tahun} &= 617,2344 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 860 \\
 &= \text{Rp. } 4.204.106.686,1070
 \end{aligned}$$

Total Biaya Bahan Baku

Total Bahan Baku	(Rp)
Biji nyamplung	913.471.378.874
Metanol	448.480.043.304
Asam Sulfat	10.186.568.997
Asam fosfat	2.740.414.137
KOH	85.026.203.506
Magnesol	752.019.895.425
Ca(OH) ₂	4.204.106.686
Jumlah	2.216.128.610.930

D. Biaya Utilitas**1. Listrik**

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Listrik per jam} &= 1650 \text{ kW} \\
 \text{Harga listrik per KW} &= \text{Rp. } 737 \quad (\text{Asosiasi Tenaga kerja}) \\
 \text{Biaya Listrik per tahun} &= 1650 \text{ kW} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 737 \\
 &= \text{Rp. } 9.631.116.000
 \end{aligned}$$

2. Bahan Bakar

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Bakar per jam} &= 87,7534 \text{ L} \\
 \text{Harga bahan bakar per L} &= \text{Rp. } 7000 \quad (\text{Wahyuni. 2008}) \\
 \text{Biaya bahan bakar per tahun} &= 87,7534 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 7000 \\
 &= \text{Rp. } 4.865.048.176
 \end{aligned}$$

3. Resin

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Resin per jam} &= 43,6000 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Harga Resin per Kg} &= \text{Rp. } 26000 \quad (\text{Indonetwork. 2008}) \\
 \text{Biaya Resin per tahun} &= 43,6000 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 26.000 \\
 &= \text{Rp. } 8.978.112.000,0000
 \end{aligned}$$

4. Tawas

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Tawas per jam} &= 0,9863 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Harga Tawas per Kg} &= \text{Rp. } 2850 \quad (\text{Radar Bante. 2008}) \\
 \text{Biaya Resin per tahun} &= 0,9863 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 2.850 \\
 &= \text{Rp. } 22.261.729,1
 \end{aligned}$$

5. Air

Kebutuhan Air per jam = 170397,7269 kg/jam

Harga air per liter = Rp 210

Biaya air per tahun = 1 kg/L x 24,0 jam/hari x
 330 hari/tahun x 170.397,7 kg/jam x Rp 210
 = Rp. 283.405.499.380

Total Biaya Utilitas

Bahan Baku	Jumlah kebutuhan	(Rp)
Lisrik	9.631.116.000,0 kwh	9.631.116.000,00
Bahan Bakar	695.006,88 L	4.865.048.175,67
Resin	345312,00 Kg	8.978.112.000,00
Air	1.349.549.997,05 L	283.405.499.380,08
Tawas	7.811,13 kg	22.261.729,05
Jumlah		306.902.037.284,80

E. Gaji Pegawai

Tabel E.4. Daftar Gaji Pegawai

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Direktur Utama	1	12.000.000	12.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	8.000.000	8.000.000
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1	8.000.000	8.000.000
4	Staf Litbang	2	3.000.000	6.000.000
5	Kepala Bagian Produksi	1	6.000.000	6.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	6.000.000	6.000.000
7	Kepala Bagian Umum	1	6.000.000	6.000.000
8	Kepala Bagian Keuangan	1	6.000.000	6.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	6.000.000	6.000.000
10	Kepala Seksi Proses	1	6.000.000	6.000.000
11	Kepala Seksi Laboratorium	1	6.000.000	6.000.000
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1	6.000.000	6.000.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	6.000.000	6.000.000
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	6.000.000	6.000.000
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1	6.000.000	6.000.000
16	Kepala Seksi Keamanan	1	3.500.000	3.500.000
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1	6.000.000	6.000.000
18	Kepala Seksi Pembukuan	1	6.000.000	6.000.000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	6.000.000	6.000.000
20	Kepala Seksi Penjualan	1	6.000.000	6.000.000

21	Kepala Seksi Gudang	1	6.000.000	6.000.000
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1	6.000.000	6.000.000
23	Karyawan Devisi Proses	148	1.500.000	222.100.000
24	Karyawan Devisi QC	9	3.000.000	27.200.000
25	Karyawan Devisi bahan baku	9	1.450.000	13.146.667
26	Karyawan Devisi Utilitas	20	1.500.000	30.200.000
27	Staf Devisi Bengkel & Perawatan	10	2.000.000	20.000.000
28	Karyawan Divisi Personalia	5	2.000.000	10.000.000
29	Karyawan Divisi Keamanan	8	1.250.000	10.000.000
30	Karyawan Divisi Administrasi	8	2.250.000	18.000.000
31	Karyawan Divisi Pembukuan	4	2.000.000	8.000.000
32	Karyawan Divisi Keuangan	4	2.500.000	10.000.000
33	Karyawan Divisi Penjualan	5	2.000.000	10.000.000
34	Karyawan Divisi Gudang	10	1.500.000	15.100.000
35	Karyawan Divisi Kesehatan	6	1.250.000	7.500.000
36	Karyawan Divisi Kebersihan	10	700.000	7.000.000
37	Sopir	5	1.000.000	5.000.000
38	Sekretaris	3	2.500.000	7.500.000
39	Dokter	2	3.000.000	6.000.000
		289	Jumlah	566.246.667

Total gaji pegawai pertahun = Rp. 566.246.666,67 x 12 bulan
= Rp. 6.794.960.000,00

F. Perhitungan Harga Produk

Metil Ester

Produksi per jam = 44.191,9192 Kg/jam

Harga Metil Ester per kg = Rp. 7.000

Penjualan per tahun = 44.191,9192 Kg/jam x 24 jam/hari
x 330 hari/tahun x Rp 7.000
Rp. 2.450.000.000.448,0000

Gliserol

Produksi per jam = 73,9428 Kg/jam

Harga Gliserol per kg = Rp. 10.000

Penjualan per tahun = 73,9428 Kg/jam x 24 jam/hari
x 330 hari/tahun x Rp 10.000
= **Rp. 5.856.272.531,3896**

Briket nyamplung

$$\begin{aligned}
 \text{Produksi per jam} &= 63.436 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Harga Briket per kg} &= \text{Rp. } 1.425 \quad (\text{http://www.clicktoconvert.com}) \\
 \text{Penjualan per tahun} &= 63.435,5124 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 1.425 \\
 &= \text{Rp. } 715.933.193.192,5040
 \end{aligned}$$

Kalsium sulfat (CaSO₄)

$$\begin{aligned}
 \text{Produksi per jam} &= 1.134 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Harga kalsium sulfat / kg} &= \text{Rp. } 175 \quad (\text{Royan Farming}) \\
 \text{Penjualan per tahun} &= 1.134,3767 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 175 \\
 &= \text{Rp. } 1.572.246.057,9721 \\
 \text{Total Penjualan} &= \text{Rp. } 3.173.361.712.229,8700
 \end{aligned}$$

G. Biaya Pengemasan**Metil Ester**

$$\begin{aligned}
 \text{Produksi per jam} &= 44191,9192 \text{ Kg/jam} \\
 &= 50795,3094 \text{ L/jam} \\
 \text{Kapasitas Truk} &= 10000 \text{ L} \\
 \text{Harga truk} &= \text{Rp. } 192.300.000 \quad (\text{www.hinodutro.com}) \\
 \text{Produksi perhari} &= 50795,3094 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam} \\
 &= 1219087,426 \text{ L/jam} \\
 \text{Banyaknya truk} &= 1219087,426 \text{ L/jam} / 10000 \text{ Kg} \\
 &= 121,91 \text{ buah} \\
 \text{Untuk memenuhi pengiriman metil ester pabrik membeli} &= 122 \text{ unit} \\
 \text{Harga pembelian truk per tahun} &= \text{Rp. } 192300000 \times 122 \text{ unit} \\
 &= \text{Rp. } 23.460.600.000,00
 \end{aligned}$$

H. Harga Tanah dan Bangunan

Tanah dan Bangunan

Luas Tanah = 44005 m²Harga tanah per m² = Rp. 500.000,00Luas Bangunan = 34.255,00 m²Harga Bangunan per m² = 2.500.000,00 m²

Total Harga = Rp. 500.000,00 x 44005 +
 Rp. 2.500.000,00 + 34.255,00
 = Rp 107.640.000.000

11.2. Penentuan Total Capital Investment (TCI)**A. Biaya Langsung (TPDC)**

1 Harga peralatan	E	= Rp.	36.929.419.251,63
2 Pemasangan Alat	35% E	= Rp.	12.925.296.738,07
3 Instrument dan alat kontrol	20% E	= Rp.	7.385.883.850,33
4 Perpipaan terpasang	60% E	= Rp.	22.157.651.550,98
5 Listrik terpasang	15% E	= Rp.	5.539.412.887,74
7 Tanah dan bangunan		= Rp.	107.640.000.000,00
8 Fasilitas & workshop	50% E	= Rp.	18.464.709.625,81
9 Perluasan bangunan	10% E	= Rp.	3.692.941.925,16
- Total Modal Langsung (TPDC)		= Rp.	214.735.315.829,72

B. Biaya Tak Langsung (TPIC)

10 Engineering dan Supervisi	12,5%	TPDC	= Rp.	26.841.914.478,71
11 Konstruksi	41%	TPDC	= Rp.	88.041.479.490,18
- Total Modal Tak Langsung (TPIC)		= Rp.		<u>114.883.393.968,90</u>

C. Total Plant Cost (TPC)

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{TPDC} + \text{TPIC} \\
 &= 214.735.315.829,72 + 114.883.393.968,90 \\
 &= \text{Rp. } 329.618.709.798,62
 \end{aligned}$$

D. Fixed Capital Investment (FCI)

1 Biaya Kontraktor	10%	TPC	= Rp.	32.961.870.979,86
2 Biaya Tak Terduga	10%	TPC	= Rp.	32.961.870.979,86
Total FCI = TPC + 1+2			Rp.	395.542.451.758,3

E. Working Capital (WC)

$$\begin{aligned}
 \text{WC} &= 15\% \times \text{FCI} \\
 &= 15\% \times \text{Rp. } 395.542.451.758,34 \\
 &= \text{Rp. } 59.331.367.763,75
 \end{aligned}$$

F. Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{TPC} + \text{WC} \\
 &= \text{Rp. } 329.618.709.798,62 + \text{Rp. } 59.331.367.763,75 \\
 &= \text{Rp. } 388.950.077.562,37
 \end{aligned}$$

G. Modal Perusahaan

Modal sendiri (MS)	60%	TCI	= Rp.	233.370.046.537,42
Modal pinjaman (MP)	40%	TCI	= Rp.	155.580.031.024,95
Total Modal Perusahaan			= Rp.	388.950.077.562

11.3. Penentuan Total Product Cost (TPC)**A. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)**

- Bahan Baku 1 tahun	=	2.216.128.610.930,38
- Tenaga Kerja TK	=	6.794.960.000,00
- Utilitas 1 tahun	=	306.902.037.284,80

- Pemeliharaan dan perawatan	15%	FCI	=	59.331.367.763,75
- Penyediaan operasi	15%	Pemeliharaan	=	8.899.705.164,56
- Laboratorium	20%	TK	=	1.358.992.000,00
- Supervisi	10%	TK	=	679.496.000,00
- Patent dan Royalti	1%	TPC	=	1% TPC
Biaya Produksi Langsung	=	2.600.095.169.143,50	+ 1%	TPC

B. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)

- Depresiasi alat	10%	FCI	=	39.554.245.175,8341
- Pajak kekayaan	4%	FCI	=	15.821.698.070,3336
- Asuransi	1%	FCI	=	3.955.424.517,5834
- Bunga bank	15%	MP	=	23.337.004.653,7421
- Biaya Pengemasan			=	23.460.600.000,00
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)			=	106.128.972.417,4930

C. Biaya Overhead Pabrik

Biaya Overhead	70%	TK	=	4.756.472.000,00
----------------	-----	----	---	------------------

Total Biaya manufaktur (pembuatan)

DPC	= Rp.	2.600.095.169.143,50	+ 1%	TPC
-----	-------	----------------------	------	-----

FC	= Rp.	106.128.972.417,4930
----	-------	----------------------

Biaya Overhead	= Rp.	4.756.472.000,00
----------------	-------	------------------

COM	= Rp.	2.710.980.613.560,99	+ 1%	TPC
-----	-------	----------------------	------	-----

D. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences/GE)

- Biaya Administrasi	15%	TK	= Rp.	10.020.873.564,56
- Biaya distribusi dan pemasaran	5%	TPC	=	5% TPC
- Biaya LITBANG	5%	TPC	=	4% TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	= Rp.	10.020.873.564,65	+ 9%	TPC

E. Biaya Produksi Total (TPC)

TPC = COM + GE

	= Rp.	2.721.001.487.125,64	+ 10%	TPC
--	-------	----------------------	-------	-----

TPC	= Rp.	3.023.334.985.695,16
-----	-------	----------------------

GE	= Rp.	10.020.873.564,65	+ 9%	TPC
----	-------	-------------------	------	-----

	= Rp.	10.020.873.564,65	+ Rp.	272.100.148.712,56
--	-------	-------------------	-------	--------------------

	= Rp.	282.121.022.277,22
--	-------	--------------------

11.4. ANALISA PROFITABILITAS

Asumsi yang diambil adalah

a. Modal

60% modal sendiri = Rp. 233.370.046.537,42

40% modal pinjaman = Rp. 155.580.031.024,95

b. Bunga kredit sebesar 15% pertahun

c. Masa Konstruksi :

Tahun I : 60% modal sendiri + 40% modal pinjaman

Tahun II : 60% modal sendiri + 40% modal pinjaman

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun

f. Kapasitas produksi :

Tahun I : 75% dari produksi total

Tahun II : 100% dari produksi total

h. Pajak Penghasilan : 30% pertahun

(www.klinik-pajak.com)

* Menghitung Biaya Variabel (VC)

- Bahan Baku pertahun = Rp. 2.216.128.610.930,38

- Biaya Utilitas pertahun = Rp. 306.902.037.284,80

- Biaya Pengemasan = Rp. 23.460.600.000,00

Total Biaya Variable (VC) = Rp. 2.546.491.248.215,18

* Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)

- Biaya Umum (GE) = Rp. 282.121.022.277,22

- Biaya Overhead = Rp. 4.756.472.000,00

- Penyediaan operasi = Rp. 8.899.705.164,56

- Perawatan dan Pemeliharaan = Rp. 59.331.367.763,75

- Gaji karyawan langsung = Rp. 6.794.960.000,00

- Biaya laboratorium = Rp. 1.358.992.000,00

- Supervisi = Rp. 679.496.000,00

Total Biaya Semi Variable (SVC) = Rp. 363.942.015.205,53

* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100% adalah

S = Rp. 3.173.361.712.229,87

1. Laba Perusahaan untuk kapasitas 100%

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan pertahun = Rp. 3.173.361.712.229,87

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi
 = Rp. 3.173.361.712.230 - Rp. 3.023.334.985.695,16
 = Rp. 150.026.726.534,7080

Pajak penghasilan = 30% x Laba kotor
 = 30% x Rp. 150.026.726.534,7080
 = Rp. 45.008.017.960

Laba Bersih = (Laba kotor x (1 - % pajak))(1-%Deviden)
 = Rp. 150.026.726.535 x $\left| 1 - 0,30 \right|$
 = Rp. 94.516.837.716,87

=> Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat
 = Rp. 94.516.837.716,87 + Rp. 39.554.245.175,83
 = Rp. 134.071.082.892,70

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp. } 150.026.726.534,71}{\text{Rp. } 395.542.451.758,34} \times 100\% \\ &= 37,9294\% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned}
 \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp } 94.516.837.716,87}{\text{Rp } 395.542.451.758,34} \times 100\% \\
 &= 23,8955\% \text{ dari modal investasi}
 \end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{\text{Rp } 395.542.451.758,34}{\text{Rp } 134.071.082.892,70} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 2,9502 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

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.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

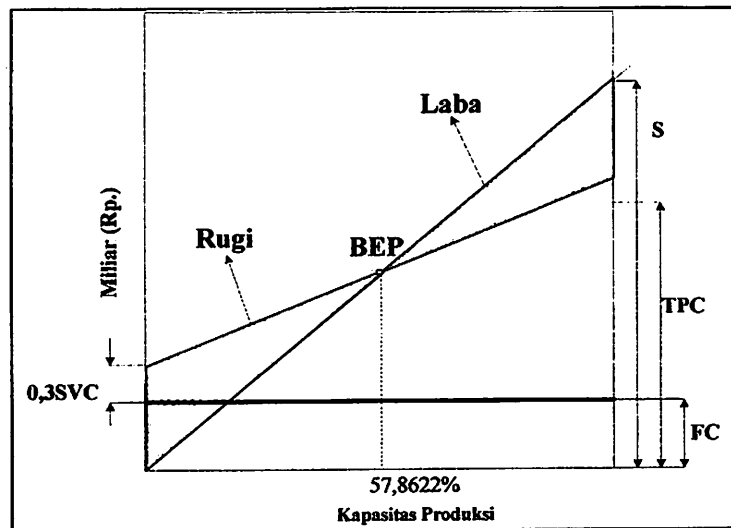
Diketahui :

- FC (biaya produksi tetap)	= Rp.	106.128.972.417,49
- SVC (semi variable cost)	= Rp.	363.942.015.205,53
- VC (variable cost)	= Rp.	2.546.491.248.215,18
- S (harga penjualan)	= Rp.	3.173.361.712.229,87

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= 57,8622\%
 \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas

$$\begin{aligned}\text{Titik BEP} &= 57,8622\% \times \text{Rp. } 3173361712229,87 \\ &= \text{Rp. } 1.836.176.346.808,49\end{aligned}$$



Nilai BEP untuk Pabrik Biodiesel berada diantara nilai 30-60% sehingga nilai BEP diatas memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 75% dari kapasitas yang yang sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{100 - BEP}{100 - BEP} - \frac{100 - \% \text{ kapasitas}}{100 - BEP}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{94516837717} = \frac{100\% - 57,9\%}{100\% - 57,9\%} - \frac{100\% - 75\%}{100\% - 57,9\%}$$

$$PBi = \text{Rp. } 38.440.821.308,10$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$\begin{aligned}
 C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp. } 38.440.821.308,10 + \text{Rp. } 39.554.245.175,83 \\
 &= \text{Rp. } 77.995.066.483,93
 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas pabrikan 100% dari

Kapasitas yang sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{\text{PBi}}{\text{PB}} = \frac{100 - \text{BEP} \quad | \quad - \quad | \quad 100 - \% \text{ kapasitas}}{100 - \text{BEP}}$$

Dimana :

PBi \equiv keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{\text{PBi}}{94516837717} = \frac{100\% - 58\% \quad | \quad - \quad | \quad 100\% - 100\%}{100\% - 58\%}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp. } 94.516.837.716,87$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua adalah :

$$\begin{aligned}
 C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp. } 94.516.837.716,87 + \text{Rp. } 39.554.245.175,83 \\
 &= \text{Rp. } 134.071.082.893
 \end{aligned}$$

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= 29,3414\%
 \end{aligned}$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas

$$\begin{aligned}
 &= 29,3414\% \times 350.000.000 \text{ Kg/tahun} \\
 &= 102.694.911 \text{ Kg/tahun} = 102.694,9 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

6. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan investasi sekarang.

diitetapkan bunga bank sebesar = 15%

Langkah-langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A_0} tahun ke 0 untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned}
 C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times \left| 1 + i \right|^2 \\
 &= 40\% \times \text{Rp. } 395.542.451.758 \times \left| 1 + 15\% \right|^2 \\
 &= \text{Rp. } 209.241.956.980,16 \\
 C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times \left| 1 + i \right|^2 \\
 &= 60\% \times \text{Rp. } 395.542.451.758 \times \left| 1 + 15\% \right|^1 \\
 &= \text{Rp. } 272.924.291.713,26 \\
 C_{A_0} &= - \left| C_{A-1} + C_{A-2} \right| \\
 &= - \left| \text{Rp. } 272.924.291.713,26 + \text{Rp. } 209.241.956.980,16 \right| \\
 &= \text{Rp. } -482.166.248.693,42
 \end{aligned}$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$\text{NPV} = C_A \times F_d$$

Dimana :

C_A = Cash Flow setelah pajak

$$F_d = \text{faktor diskon} = \frac{1}{\left| 1 + i \right|^n}$$

n = tahun ke-n

i = tingkat suku bunga bank

Tabel E.5 Cash flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun	Cash Flow	Fd	PV
	(Rp.)	(i = 0,20)	(Rp.)
0	-482.166.248.693,42	1,0000	-482166248693,42
1	77.995.066.483,93	0,8696	67.821.796.942,55
2	134.071.082.892,70	0,7561	101.377.000.296,94
3	273.398.942.655,37	0,6575	179.764.242.725,65
4	328.078.731.186,44	0,5718	187.580.079.365,89
5	393.694.477.423,73	0,4972	195.735.734.990,49
6	472.433.372.908,47	0,4323	204.245.984.337,91
7	566.920.047.490,17	0,3759	213.126.244.526,51
8	680.304.056.988,20	0,3269	222.392.602.984,19
9	816.364.868.385,84	0,2843	232.061.846.592,19
10	979.637.842.063,01	0,2472	242.151.492.096,20
WCI	59.331.367.763,75	0,2472	14.665.806.704,49
Jumlah			1.378.756.582.869,59

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

7. Internal Rate Of Return (IRR)

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana : i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial 15%

i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial 20%

Tahun	Cash Flow/CA (Rp)	Fd $i=0,20$	PV_1	Fd $i=0,45$	PV_2
0	-482166248693	1	-482166248693	1	-482166248693
1	77995066484	0,86957	67821796943	0,8333	64995888737
2	134071082893	0,75614	101377000297	0,6944	93104918675
3	273398942655	0,65752	179764242726	0,5787	158216980703
4	328078731186	0,57175	187580079366	0,4823	158216980703
5	393694477424	0,49718	195735734990	0,4019	158216980703
6	472433372908	0,43233	204245984338	0,3349	158216980703
7	566920047490	0,37594	213126244527	0,2791	158216980703
8	680304056988	0,3269	222392602984	0,2326	158216980703
9	816364868386	0,28426	232061846592	0,1938	158216980703
10	979637842063	0,24718	242151492096	0,1615	158216980703
WCI	59331367764	0,24718	14665806704	0,1615	9582347134
Jumlah			1378756582870		951252751480

$$\begin{aligned}
 IRR &= i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1) \\
 &= 15\% + \frac{1378756582870}{1378756582870 - 951252751480} \times (20\% - 15\%) \\
 &= 25,83\%
 \end{aligned}$$

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (15%), maka pabrik biodiesel ini layak didirikan.