

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM
LEMAK DARI MINYAK KELAPA
SAWIT DENGAN KAPASITAS 37.000
TON/TAHUN**

SKRIPSI

Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik



Disusun Oleh :

Nur Hidayat Arif (4518044042)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS BOSOWA
MAKASSAR
TAHUN 2022**

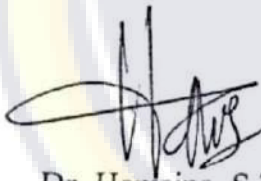
HALAMAN PERSETUJUAN
UJIAN TUTUP
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM LEMAK DARI MINYAK SAWIT
DENGAN KAPASITAS 37.000 TON/TAHUN

Disusun oleh :
Nur Hidayat Arif (4518044042)

UNIVERSITAS

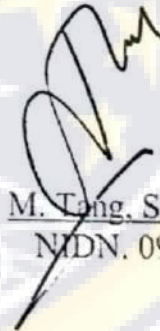
Telah Disetujui Oleh :
BOSOWA

Dosen Pembimbing I



Dr. Hamsina, S.T., M.Si
NIDN. 0924067601

Dosen Pembimbing II



M. Tong, S.T., M. Pkim
NIDN. 0913027503

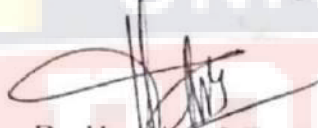
HALAMAN PENGESAHAN
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM LEMAK DARI MINYAK SAWIT
DENGAN KAPASITAS 37.000 TON/TAHUN
2022

Disusun oleh :

Nur Hidayat Arif (4518044042)

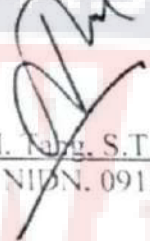
Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 19 Agustus 2022 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Dosen Pembimbing I



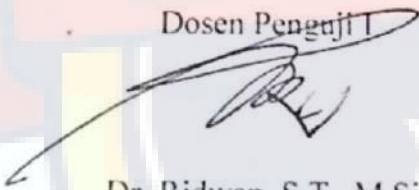
Dr. Haniyana, S.T., M.Si
NIDN. 0924067601

Dosen Pembimbing II



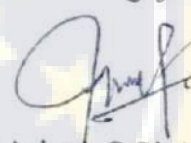
M. Fong, S.T., M. Pkim
NIDN. 0913027503

Dosen Penguji I



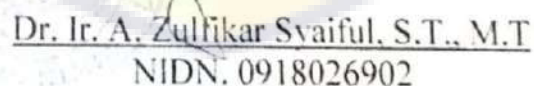
Dr. Ridwan, S.T., M.Si
NIDN. 0910127101

Dosen Penguji II



Fitri Ariani, S.Si., M.Eng
NIDN. 0901038905

Makassar, 19 Agustus 2022
Ketua Program Studi Teknik Kimia



Dr. Ir. A. Zulfikar Syaiful, S.T., M.T
NIDN. 0918026902

SURAT PERNYATAAN
KEASLIAN DAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR

Yang bertandatangan dibawah ini:

Nama : Nurhidayat Arif
Nomor Induk Mahasiswa : 4518044042
Program Studi : Teknik Kimia
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Asam Lemak dari Minyak
Sawit dengan Kapasitas 37.000 Ton/Tahun

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa:

1. Tugas akhir yang saya tulis ini merupakan hasil karya saya sendiri dan sepanjang pengetahuan saya tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan orang lain, kecuali secara tertulis diacu dalam naskah dan disebut dalam daftar pustaka.
2. Demi pengembangan ilmu pengetahuan, saya tidak keberatan apabila Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar menyimpan, mengalih mediakan/menginformasikan, mengelola dalam bentuk *database*, mendistribusikan dan menampilkan untuk kepentingan akademik.
3. Bersedia dan meminjamkan untuk menanggung secara pribadi tanpa melibatkan pihak Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar dari semua tuntutan hukum yang timbul atau pelanggaran hak cipta dalam tugas akhir ini.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya untuk dapat digunakan sebagaimana mestinya.

Makassar, 19 Agustus 2022

Nurhidayat Arif



Nurhidayat Arif

4518044042

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis ucapkan kehadirat Allah SWT atas Rahmat dan Anugerah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Prarancangan Pabrik Kimia yang berjudul “Prarancangan Pabrik Asam Lemak dari Minyak Kelapa Sawit dengan Kapasitas 37.000 ton/tahun”.

Laporan Tugas Prarancangan Pabrik ini disusun sebagai salah satu syarat kelulusan mata kuliah Tugas Prarancangan Pabrik Kimia, selain itu diharapkan dapat menjadi referensi.

Dalam menyelesaikan Laporan Tugas Prarancangan Pabrik ini, penulis banyak menerima bimbingan, bantuan dan motivasi dari berbagai pihak. Untuk itu, pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr.Ir. A. Zulfikar Syaiful, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa.
2. Ibu Dr. Hamsina, ST.,M.Si selaku dosen pembimbing I yang telah bersedia memberikan bimbingan dan arahan bagi penulis sampai terselesaikannya laporan prarancangan pabrik ini.
3. Bapak M. Tang, ST.,M.Pkim selaku dosen pembimbing II yang telah bersedia memberikan bimbingan dan arahan bagi penulis sampai terselesaikannya laporan prarancangan pabrik ini.
4. Teristimewa, ayahanda Muh. Arif dan ibunda tercinta Rimang serta keluarga yang lainnya yang memberikan dukungan baik moriil maupun materiil.
5. Teman-teman di Dept QAQC PT. IBM Site Lemururu yang tiada henti memberikan support, semangat dan hiburan kepada penulis sehingga laporan perancangan ini dapat terselesaikan dengan baik.
6. Dan seluruh pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang juga turut memberikan bantuan kepada penulis.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan ini masih terdapat kesalahan, oleh karena itu saran dan kritik yang membangun sangat penulis butuhkan demi kesempurnaan penulisan ini. Akhir kata, semoga tulisan ini bermanfaat bagi kita semua. Terima kasih.

Makassar, Juli 2022

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PERSETUJUAN.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN TUGAS PRA RANCANGAN.....	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR TABEL.....	vii
DAFTAR GAMBAR	viii
ABSTRAK	ix
BAB I PENDAHULUAN.....	1
BAB II URAIAN PROSES.....	14
BAB III SPESIFIKASI BAHAN.....	18
BAB IV NERACA MASSA	23
BAB V NERACA PANAS	25
BAB VI SPESIFIKASI ALAT	29
BAB VII UTILITAS	43
BAB VIII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	61
BAB IX STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	71
BAB X EVALUASI EKONOMI.....	82
BAB XI KESIMPULAN	112
DAFTAR PUSTAKA	113
LAMPIRAN A. PERHITUNGAN NERACA MASSA	
LAMPIRAN B. PERHITUNGAN NERACA PANAS	
LAMPIRAN C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	
LAMPIRAN D. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data Impor Asam Lemak di Indonesia	2
Tabel 1.2	Data Ketersediaan Minyak Kelapa Sawit di Indonesia	3
Tabel 1.3	Data Produksi Sawit di Sumatra	4
Tabel 1.4	Data Kapasitas Produksi Asam Lemak di Indonesia	4
Tabel 1.5	Komponen Penyusun Minyak Sawit.....	8
Tabel 1.6	Komposisi Asam Lemak Minyak Kelapa Sawit.....	9
Tabel 1.7	Perbandingan 3 Proses dalam Pembuatan Asam Lemak	11
Tabel 7.1	Pemakaian Air Untuk Berbagai Kebutuhan.....	45
Tabel 7.2	Kebutuhan Uap	50
Tabel 7.3	Perincian Kebutuhan Listrik	50
Tabel 9.1	Perincian Golongan dan Gaji	76
Tabel 9.2	Jadwal Kerja Karyawan Pabrik Asam Lemak	77
Tabel 9.3	Jumlah Karyawan Pabrik Asam Lemak.....	80
Tabel 10.1	Harga Alat Proses	84
Tabel 10.2	Harga Alat Utilitas	86
Tabel 10.3	Total Harga Peralatan Utilitas.....	86
Tabel 10.4	<i>Direct Cost</i> Alat Proses.....	91
Tabel 10.5	<i>Direct Cost</i> Alat Utilitas	94
Tabel 10.6	<i>Direct Cost</i> Bangunan.....	94
Tabel 10.7	<i>Direct Cost</i> Pabrik	95
Tabel 10.8	<i>Engineering & Construction</i>	96
Tabel 10.9	FCI	96
Tabel 10.10	<i>Operating Labour</i>	98
Tabel 10.11	Total Biaya <i>Operating Labour</i>	100
Tabel 10.12	Total <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	102
Tabel 10.13	Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	103
Tabel 10.14	Total DMC, IMC, dan FMC	103
Tabel 10.15	Total Biaya <i>Working Capital</i>	105
Tabel 10.16	Total Biaya <i>General Expense</i>	106

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Grafik Data Impor Asam Lemak.....	3
Gambar 2.1	Diagram Kualitatif Prarancangan Pabrik Asam Lemak	16
Gambar 2.2	Diagram Kuantitatif Prarancangan Pabrik Asam Lemak	17
Gambar 7.1	Skema Pengolahan Air Sungai.....	60
Gambar 8.1	Lokasi Pabrik didirikan	63
Gambar 8.2	Tata Letak Pabrik	67
Gambar 8.3	Tata Letak Alat.....	68
Gambar 8.4	<i>Flowsheet</i> Prarancangan Pabrik Asam Lemak.....	70

UNIVERSITAS

BOSOWA

ABSTRAK

Asam lemak digunakan sebagai bahan baku untuk produksi oleokimia seperti alkohol lemak, amin lemak dan ester lemak. Asam lemak juga digunakan dalam penyusunan berbagai macam produk, seperti sabun, deterjen, surfaktan, pelumas, plasticizers, cat, coating, obat-obatan, makanan, produk perawatan pertanian, industri dan pribadi. Proses pembuatan asam lemak dari minyak dilakukan dengan cara hidrolisa dengan proses *continuous fat splitting*.

Prarancangan pabrik asam lemak dari minyak sawit sebagai industri *intermediate* (antara) bagi industri-industri lain. Sehingga perkiraan produksi pabrik adalah 37.000 ton/tahun dimana dapat memenuhi kebutuhan asam lemak pada tahun 2026. Pabrik asam lemak direncanakan di bangun di Kota Riau, Kepulauan Riau, membutuhkan bahan baku berupa minyak kelapa sawit sebanyak 9645,0617 kg/tahun.

Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) yang sahamnya dipegang oleh pemegang saham (investor) yang berbentuk kolektif ataupun pribadi. Spesifikasi yang dikehendaki dan dilengkapi dengan keselamatan dan kesehatan kerja karyawan. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian menurut jam kerja yang terdiri dari karyawan shift dan non shift. Jumlah karyawan yang dibutuhkan sebanyak 150 orang. Pabrik asam lemak direncanakan beroperasi 330 hari selama 1 tahun.

Hasil analisa ekonomi terhadap perancangan pabrik asam lemak dengan total modal investasi Rp. 271.405.316.375, dengan keuntungan sebelum dan sesudah pajak berturut-turut Rp. 97.272.394.867 dan Rp. 77.817.915.893. *Rate Of Investmen* (ROI) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut 35,84 % dan 28,67%, *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut 2,1 tahun dan 2,5 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 44,0 %, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 17,9%.

Berdasarkan hasil perhitungan proses dan evaluasi ekonomi pada prarancangan pabrik ini, secara teknis cukup memenuhi syarat untuk didirikan (*feasible*) dan menguntungkan (*profitable*).

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara dengan iklim tropis yang menjadikan kelapa sawit mudah tumbuh dan dibudidayakan sehingga Indonesia dikenal sebagai negara produsen kelapa sawit terbesar di dunia. Industri kelapa sawit telah menjadi prioritas dalam perekonomian Indonesia karena kelapa sawit menjadi salah satu sumber penghasil devisa dari ekspor sektor pertanian. Daerah penyebaran kelapa sawit di Indonesia terutama di daerah pantai timur Sumatera, Aceh, Kalimantan, Sulawesi dan Papua Barat.

Kelapa sawit adalah salah satu pohon palem produktif utama yang dikembangkan di Indonesia. Tumbuhan ini adalah penghasil minyak nabati terbesar di dunia, terutama karena minyak dapat diproduksi dari serabut maupun buah inti. Minyak ini dapat digunakan untuk minyak masak, minyak industri, maupun bahan bakar (*biodiesel*). Sifatnya yang tahan oksidasi dengan tekanan tinggi dan kemampuannya melarutkan bahan kimia yang tidak larut oleh bahan pelarut lainnya, serta daya melapis yang tinggi membuatnya dapat digunakan untuk beragam peruntukan (Kementrian Perdagangan Republik Indonesia).

Seiring berjalannya waktu, kebutuhan kelapa sawit semakin meningkat tajam dengan meningkatnya kebutuhan CPO. Produksi CPO di Indonesia selalu mengalami peningkatan dari tahun ke tahun, di mana saat ini merupakan penghasil CPO terbesar di dunia. Selama ini selain untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri, minyak sawit diekspor dalam bentuk CPO. Untuk meningkatkan nilai ekonomis ekspor komoditi ini, CPO perlu diolah menjadi produk lain yang mempunyai nilai ekonomi lebih tinggi. Peningkatan produksi dan peningkatan nilai ekonomi CPO melalui konversi menjadi produk yang bernilai ekonomi lebih tinggi, akan memberikan dampak yang sangat berarti terhadap pendapatan masyarakat Indonesia pada umumnya dan khususnya petani sawit. Salah satu cara peningkatan nilai ekonomi minyak kelapa sawit adalah dengan mengolahnya menjadi asam lemak dan gliserol yang bernilai jual lebih tinggi (Puguh Setyoprato, 2012).

Asam lemak digunakan sebagai bahan baku untuk produksi oleokimia seperti alkohol lemak, amin lemak dan ester lemak. Asam lemak juga digunakan dalam penyusunan berbagai macam produk, seperti sabun, deterjen, surfaktan, pelumas,

plasticizers, cat, coating, obat-obatan, makanan, produk perawatan pertanian, industri dan pribadi. (Satyarthi J.K et al, 2011).

Mengingat bahwa peranan asam lemak sangat penting khususnya bagi industri oleokimia, maka timbul pemikiran untuk mendirikan pabrik asam lemak dari minyak sawit sebagai industri *intermediate* (antara) bagi industri-industri lain dimana Rencana Induk Pembangunan Industri Nasional (RIPIN) bahwasanya Industri oleokimia yang difokuskan untuk dikembangkan atau dibangun hingga tahun 2035 meliputi *fatty acids, fatty alcohols*, asam lemak nabati (*fatty amine*), *methyl estersulfonat (biosurfactant), biolubricant (rolling oils), glycerine based chemical, Isopropyl Palmitate (IPP), Isopropyl Myristate (IPM), Asam stearate (Stearic acid), Methyl esters, Bioplastic (Polybetahydroxybutirate)* atau PHB, *Polyhydroxyvalerate* atau PHV, *polylactate*) berbasis limbah industri sawit dan *polymers* turunan minyak sawit.

Adapun dampak positif dengan didirikannya pabrik asam lemak ini adalah dapat mengurangi jumlah impor asam lemak sehingga menghemat devisa negara. Selain itu juga akan merangsang industri-industri lain diharapkan akan tercipta lapangan kerja baru yang dapat mengurangi masalah pengangguran di Indonesia.

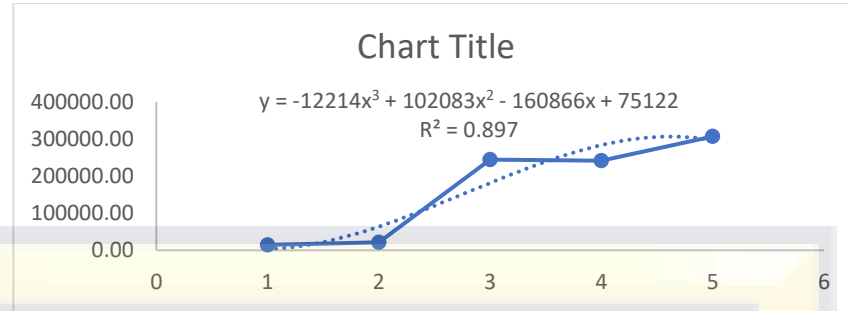
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan kapasitas pabrik Asam lemak, perlu diperhatikan beberapa pertimbangan yaitu kebutuhan asam lemak di Indonesia dan ketersediaan bahan baku.

Tabel 1.1 Data Impor Asam Lemak di Indonesia

Tahun	Impor (Ton)	Pertumbuhan (%)
2016	14649,98	0
2017	21909,28	0,49551627
2018	244640,33	10,1660585
2019	241180,42	-0,0141428
2020	306621,24	0,27133554
2021	864608,96	2,25404861
Total		10,9187685

(Sumber : <https://bps.go.id>)



Gambar 1.1 Grafik Data Impor Asam Lemak

Berdasarkan grafik di atas, dapat dihitung perkiraan impor produksi asam lemak pada tahun 2026. Perkiraan kebutuhan asam lemak pada tahun 2026 :

$$\begin{aligned}
 y &= -12214x^3 + 102083x^2 - 160866x + 75122 \\
 &= -12214(6)^3 + 102083(6)^2 - 160866(6) + 75122 \\
 &= 146690
 \end{aligned}$$

1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang penting dalam keberlangsungan produksi suatu pabrik. Untuk mendapatkan kontinuitas produksi suatu pabrik, bahan baku harus mendapatkan perhatian yang serius dengan tersedianya secara periodik dalam jumlah yang cukup. Pada prarancangan pabrik asam lemak, bahan baku kelapa sawit dengan produksi bahan baku dari tahun 2016-2021 dapat dilihat pada tabel 1.2 berikut :

Tabel 1.2 Data Ketersediaan Minyak Kelapa Sawit di Indonesia

No	Tahun Produksi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1	2016	31.730.961
2	2017	37.965.224
3	2018	42.883.631
4	2019	45.861.121
5	2020	49.117.260
6	2021	51.718.623

(Sumber : Direktur Jenderal Perkebunan)

Tabel.1.3 Data Produksi Sawit di Sumatra

Tahun	Luas Tanaman (Ha)	Produksi (Ton)
2018	434.361,69	1.682.290,52
2019	439.315,00	7.006.986,36
2020	441.399,52	7.199.750,00

(Sumber : Direktorat Jenderal Perkebunan)

1.2.2 Data Kapasitas Produksi Asam Lemak di Indonesia

Untuk memproduksi asam lemak harus diperhitungkan juga kapasitas produksi pada industri yang telah ada. Berikut merupakan industri yang telah memproduksi asam lemak yang ada di Indonesia.

Tabel 1.4 Data Kapasitas Produksi Asam Lemak di Indonesia

No	Nama Industri	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1	PT. Ecogreen Oleochemicals	226.500
2	PT. Sinar Oleochemical International (Sinar Mas)	150.000
3	PT. Flora Sawit Chemindo	50.100
4	PT. Salim Ivomas Pratama, Tbk.	44.910
5	PT. Medan Oleochemical Industry	18.500

Sumber : (CDMI, diolah dari berbagai sumber, 2017).

1.2.3 Penentuan Kapasitas Produk

Berdasarkan berbagai pertimbangan diatas, baik melalui data impor, kebutuhan asam lemak di Indonesia dan ketersediaan bahan baku yang ada di Indonesia serta kapasitas pabrik yang telah ada, baik di Indonesia maupun di Dunia, maka prediksi kapasitas produksi asam lemak hanya akan mengambil 20 % dari kebutuhan asam lemak pada tahun 2026. Hal ini telah diatur dalam peraturan perundang-undangan Republik Indonesia nomor 5 tahun 1999 tentang praktek monopoli dan persaingan usaha tidak sehat pada Bab III pasal 4 ayat 1 yang menyatakan pelaku usaha atau kelompok pelaku usaha tidak diperbolehkan menguasai lebih dari 75% pasar. Dilihat dari peraturan perundang-undangan maka didapat perkiraan kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2026 yaitu $25\% \times 146690 = 36672,50$ ton/tahun. Dari

perkiraan kapasitas tersebut, sehingga ditetapkan kapasitas sebesar 37.000 ton/tahun dengan pemenuhan kebutuhan dalam negeri. Selain itu terdapat beberapa pertimbangan lain diambilnya kapasitas tersebut yaitu:

1. Bahan baku minyak kelapa sawit yang tersedia di PT. Sinar Mas International *Oleochemicals*. Kapasitas dapat mencukupi kebutuhan produksi asam lemak dengan kapasitas 150.000 ton/tahun sehingga tidak melakukan impor bahan baku
2. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga kebutuhan impor dapat dikurangi.
3. Dapat membuka kesempatan berdirinya industri-industri lainnya yang menggunakan asam lemak sebagai bahan baku yang selama ini belum berkembang di Indonesia.
4. Dengan berdirinya pabrik ini maka diharapkan dapat mengurangi jumlah pengangguran yang ada di Indonesia.

1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pada perencanaan suatu pabrik sebaiknya perlu ditinjau terlebih dahulu faktor-faktor yang mempengaruhinya karena sangat berpengaruh besar terhadap perkembangan pabrik dikemudian hari. Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan memberikan keuntungan untuk perluasan.

Beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik antara lain :

1. Faktor Utama, suatu cara yang biasanya dipakai untuk memilih suatu lokasi, misalnya bahan baku, pemasaran, persediaan bahan bakar, persediaan air, dan cuaca.
2. Faktor Khusus, dipakai untuk memilih lokasi pabrik di dalam kawasan industri misalnya pengangkutan atau transportasi, peraturan daerah, tenaga kerja, sosial masyarakat, dan lain-lain.

Berdasarkan faktor-faktor di atas maka pemilihan lokasi pabrik yang akan didirikan adalah di Riau, Kepulauan Riau. Dasar-dasar pertimbangan pemilihan lokasi ini adalah :

1. Sumber bahan baku

Klaster industri sawit tepatnya terletak di Provinsi Riau, alasan kuat klaster industri sawit dibangun didaerah ini karena wilayah Provinsi Riau tercatat memiliki kontribusi terbesar dalam produksi CPO di Indonesia. Tercatat pada tahun 2020 produksi CPO Riau mencapai 9.775.672 juta ton atau mencapai 21,47% dari total produksi CPO Indonesia. Provinsi Riau memiliki pabrik kelapa sawit (PKS) sebanyak 137 unit, dan terdapat 29 unit PKS nonkebun yang menampung produksi perkebunan rakyat. (Statistik Perkebunan Indonesia Komoditas Kelapa Sawit Tahun 2018-2020).

2. Letak

Secara astronomis, Propinsi Riau terletak di $1^{\circ}31' - 2^{\circ}25'$ LS dan $100^{\circ} - 105^{\circ}$ BT serta $6^{\circ}45' - 1^{\circ}45'$ BB. Pada atlas indonesia, dapat dilihat letak propinsi Riau yang sangat strategis, yaitu dekat dengan Selat Malaka, yang merupakan pintu gerbang perdagangan Asia Tenggara khususnya, dekat dengan Pulau Batam yang terkenal dengan pusat industri, dekat dengan negara Malaysia dan Singapura yang merupakan negara tetangga terdekat yang mempunyai banyak industri. Dilihat dari letaknya yang banyak berdekatan dengan lokasi industri yang lain, sangat menguntungkan bila didirikan pabrik di daerah Riau, akan lebih memudahkan untuk pemasaran produk, baik ekspor maupun impor.

3. Fasilitas transportasi

a. Transportasi Darat

Sebagian besar wilayah Riau tampak dataran rendah. Sehingga, untuk transportasi darat berupa jalan raya sudah cukup memadai. Distribusi produk melalui darat dapat dilakukan, terutama untuk pemasaran produk Asam lemak ke daerah-daerah yang dapat dijangkau dengan jalur darat.

b. Transportasi Laut

Riau memiliki pelabuhan laut utama, yaitu Pelabuhan Bengkalis, yang letaknya di ujung utara Propinsi Riau, di Selat Malaka. Adanya pelabuhan ini memudahkan untuk distribusi produk Asam lemak.

c. Transportasi Udara

Fasilitas transportasi udara yang ada di Riau adalah Bandar Udara Simpang Tiga yang berada di ibu kota Provinsi Riau, Pekanbaru. Dengan memanfaatkan

fasilitas transportasi udara dapat juga memperlancar distribusi produk asam lemak.

4. Tenaga kerja

Riau merupakan salah satu daerah yang menjadi tujuan bagi para tenaga kerja, karena letak Riau yang begitu strategis sebagai kawasan industri Sumatera. Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.

5. Utilitas

Fasilitas utilitas meliputi penyediaan air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi dengan listrik dari PLN (Perusahaan Listrik Negara). Untuk sarana penyediaan air dapat diperoleh dari air sungai. Di Propinsi Riau banyak terdapat sungai, seperti Sungai Rokan, Sungai Tapung, Sungai Mandau, Sungai Batang Inderagiri, Sungai Siak, Sungai Kampar dan masih banyak lagi.

1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 Minyak dan Lemak

Lemak dan minyak terdiri dari trigliserida campuran, yang merupakan ester dari gliserol dan asam lemak rantai panjang. Minyak nabati terdapat dalam buah-buahan, kacang-kacangan, biji-bijian, akar tanaman dan sayur-sayuran. Lemak tersebut jika dihidrolisis menghasilkan 3 molekul asam lemak rantai panjang dan 1 molekul gliserol.

Trigliserida (biasanya disebut trigliserol) merupakan asam lemak yang terdiri dari trimester gliserol. Beberapa karakteristik yang penting dari trigliserol adalah keadaannya atau bentuknya dalam suhu kamar :

- a. Trigliserida dengan rantai pendek yang tidak jenuh berbentuk cairan pada suhu kamar. Contoh : asam oleat dan asam linoleat.
- b. Trigliserida dengan rantai panjang yang jenuh berbentuk padat pada suhu kamar. Contoh : asam palmitat, asam laurat, dan juga asam *stearate* (Luhur, 2018).

1.4.2 Minyak Kelapa Sawit

Buah sawit mempunyai warna bervariasi dari hitam, ungu, hingga merah tergantung bibit yang digunakan. Minyak dihasilkan oleh buah. Kandungan minyak bertambah sesuai kematangan buah. Setelah melewati fase matang, kandungan asam lemak bebas (FFA, *free fatty acid*) akan meningkat dan buah akan rontok dengan sendirinya, Minyak kelapa sawit sendiri terdiri dari 93,8% minyak kelapa sawit, 6% asam lemak bebas, dan 200 ppm atau 0,2% pengotor (Putri, 2018).

Minyak sawit berdasarkan kandungan asam lemaknya digolongkan ke dalam minyak asam palmatik, karena mengandung asam palmitatnya paling besar jika dibandingkan dengan asam lemak lainnya. Berikut ini merupakan tabel komponen penyusun minyak sawit dan komposisi asam lemak berdasarkan jenis asam lemak yang terdapat pada minyak sawit dapat dilihat pada tabel 1.4 berikut ini:

Tabel 1.5 Komponen Penyusun Minyak Sawit

Komponen	Komposisi (%)
Trigliserida	95,62
Asam lemak bebas	4,00
Air	0,20
Phosphatida	0,07
Karoten	0,03

Sumber : (Luhur, 2018).

Lemak umumnya berwujud padat pada suhu kamar karena mengandung sejumlah besar asam lemak jenuh seperti stearat, palmitat, dan laurat. Minyak dapat diperoleh dari tumbuh-tumbuhan dan lemak dapat diperoleh dari hewan (Muliadi, 2015). Minyak kelapa sawit adalah lemak semi padat yang mempunyai komposisi yang tetap. Rata-rata komposisi asam lemak minyak kelapa sawit dapat dilihat pada tabel 1.6 berikut ini :

Tabel 1.6 Komposisi Asam Lemak Minyak Kelapa Sawit

Asam lemak	Jumlah Karbon	Kandungan (%)
Asam laurat	12	0,2
Asam mirisat	14	1,1
Asam palmitat	16	44
Asam stearate	18	4,5
Asam oleat	18:1	39,2
Asam linoleat	18:2	10,1
Asam arakidat	20	0,9

Sumber : (Luhur, 2018)

1.4.3 Asam Lemak

Asam lemak adalah asam karboksilat yang diperoleh dari hidrolisis suatu asam lemak atau minyak. Umumnya asam lemak mempunyai rantai hidrokarbon panjang yaitu mengandung 14-22 atom karbon dan tidak bercabang. Lemak dan minyak juga diberi nama sebagai derivat asam-asam lemak. Asam-asam lemak juga dapat diperoleh dari lilin (*waxes*). *Waxes* adalah ester asam lemak dengan alkohol alifatik. Komponen asam lemak umumnya ditemukan pada binatang dan tumbuh-tumbuhan yang merupakan trigliserida yang mengandung atom karbon dengan jumlah yang sama di dalam rantai hidrokarbon yang tidak mempunyai cabang (Widiana, 2010).

Proses pembuatan asam lemak dari minyak dapat dilakukan dengan cara hidrolisis. Pada proses hidrolisis minyak, air memecah gugus alkil dalam trigliserida minyak dan gliserol, berdasarkan persamaan reaksi yang hasilnya adalah asam lemak dan gliserol:



Reaksi hidrolisis minyak dapat dilakukan pada tekanan rendah dan suhu rendah, akan tetapi reaksinya berlangsung lambat, sehingga diperlukan katalisator. Katalisator tidak diperlukan jika hidrolisis dilakukan pada tekanan dan suhu tinggi, hal ini disebabkan kelarutan air dalam minyak makin meningkat pada suhu yang tinggi sehingga mampu memecah trigliserida dalam minyak (Widiana, 2010).

1.4.4 Proses Pembuatan (Proses Hidrolisis)

Industri yang memproduksi asam lemak menggunakan reaksi langsung antara air dan lemak, yang dilakukan pada suhu $\sim 250^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 2-6 Mpa (20-60 bar). Dibawah kondisi tersebut, air menjadi terlarut dalam fase minyak, dan hidrolisis triasil gliserol berlangsung tanpa bantuan katalis. Reaksi tersebut direaksikan dengan air berubah menjadi *sweet water* (air yang mengandung gliserol), yang menghasilkan konversi asam lemaknya sebesar 99%. Gliserol diperoleh kembali dari fasa encer (Shahidi, 2005). Adapun jenis-jenis fat splitting sebagai berikut :

1 Proses *Twitchell*

Proses *Twitchell* ini merupakan proses yang paling tua. Dimana proses ini menggunakan reagen *Twitchell* dan asam sulfat sebagai katalis. Reagen tersebut merupakan campuran sulfonat oleat atau asam lemak lain dan naftalen. Proses ini menggunakan tangki tahan asam dimana air yang digunakan kira-kira setengah dari lemak, asam sulfat 1-2%, dan reagen *Twitchell* 0,7501 25% yang dididihkan pada tekanan atmosfer selama 36 sampai 48 jam, menggunakan steam terbuka. Proses ini biasanya diulangi dua sampai empat kali. Pada tahap terakhir, air ditambahkan dan campuran di didihkan untuk mencuci asam yang tersisa. Proses ini jarang digunakan karena waktu yang digunakan cukup lama, konsumsi steam yang tinggi, serta perusakan terhadap warna asam lemak cukup besar (Luhur, 2018).

2 *Batch Autoclave*

Proses ini meliputi hidrolisis asam lemak dengan air pada fase cair dengan menggunakan katalis Seng Oksida (ZnO) dan Magnesium Oksida (MgO) atau tanpa katalis. Proses ini akan memberikan konversi sebesar 98%. Reaksi hidrolisis tanpa katalis berlangsung pada suhu $220-240^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 29-31 atm dengan waktu tinggal 2-4 jam. Reaksi hidrolisis dengan menggunakan katalis berlangsung pada suhu $150-175^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 52-100 atm dengan waktu tinggal selama 5-10 jam (Cahyani 2008).

3. Proses *continuous fat splitting*

Proses ini berlawanan arah, menggunakan tekanan yang tinggi, dan merupakan proses hidrolisis yang sangat efisien. Suhu dan tekanan yang tinggi digunakan untuk waktu yang singkat. Aliran minyak dan air yang berlawanan arah menghasilkan derajat *splitting* yang tinggi tanpa menggunakan katalis. Bagaimanapun, katalis mungkin digunakan juga. Menara *splitting* merupakan jantung proses tersebut. Biasanya menara yang digunakan dengan diameter dalam 508-1220 mm dan tingginya 18-25 m serta terbuat dari bahan yang tahan korosi seperti baja 316 atau logam iniconel dengan tekanan operasinya sekitar 5000 kPa. Suhu yang tinggi sekitar 250-260°C menjamin fase air terlarut pada minyak. Prosesnya adalah fase lemak dan minyak diumpankan melalui bawah lalu akan menuju atas, sedangkan air diumpankan melalui bagian atas lalu menuju bawah, sehingga akan berkontak langsung antara kedua fase tersebut dan terbentuk asam lemak. Derajat *splitting* dapat mencapai 99%. Proses *continuous* ini dengan tekanan tinggi lebih efisien dibandingkan dengan proses lain, karena waktu reaksinya hanya terjadi 2 sampai 3 jam perubahan warna asam lemak yang sedikit (Luhur, 2018).

Tabel 1.7 Perbandingan 3 Proses dalam Pembuatan Asam Lemak

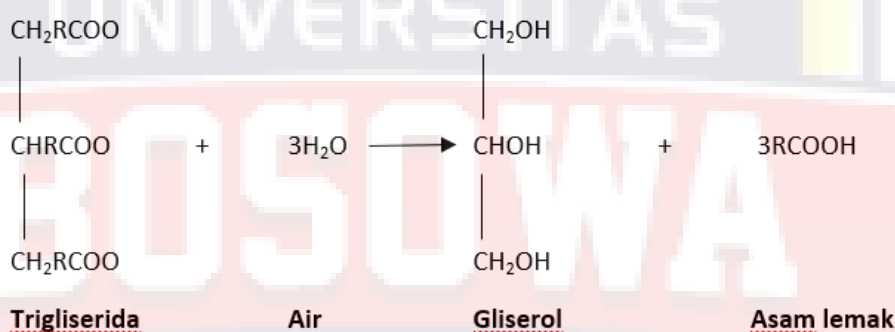
No	Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
1	<i>Twitchell</i>	Biaya Murah Instalasi dan Operasi Mudah Konversi \pm 95%	Konsumsi Steam Energi cukup besar. Kualitas produk rendah Menggunakan katalis waktu reaksi relative lama (36-48 jam)
2	<i>Batch autoclave</i>	Konversi \pm 98%	Waktu reaksi cukup lama menggunakan katalis (2-4 jam)

3	<i>Continuous fat splitting</i>	Konversi mencapai $\pm 99\%$	Kondisi operasi tekanan dan suhu tinggi (5000 kPa, 260°C)
		Waktu reaksi berlangsung singkat (2-3 jam) berlangsung tanpa katalis	Konsumsi <i>steam</i> tinggi.

Sumber : (Chalidazia, 2017).

1.4.5 Tinjauan Thermodinamika

Reaksi hidrolisis CPO merupakan reaksi endotermis. Konsep tinjauan termodinamika dari reaksi pembuatan asam lemak ditinjau dari reaksi utamanya, yaitu:



Untuk mengetahui reaksi berlangsung secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan persamaan:

$$\Delta H_r^\circ = H^\circ f(p) - H^\circ f(f)$$

1.4.6 Tinjauan Kinetika

Reaksi hidrolisis minyak merupakan reaksi *reversible* namun karena kecepatan reaksi ke kanan jauh lebih besar daripada kecepatan reaksi ke kiri maka pada proses hidrolisis minyak selalu dianggap bahwa reaksinya merupakan *irreversible* (Kirk and Othmer, 1985).

Reaksi minyak dengan air merupakan reaksi dengan fase heterogen sehingga kinetika reaksi selain ditentukan oleh reaksi kimia juga ditentukan oleh kecepatan difusi. Maka kinetika reaksi hidrolisis minyak ditentukan oleh kecepatan difusi air ke dalam fase minyak dan reaksi antara air dengan minyak di fase minyak, yang dapat disajikan dalam persamaan matematika berikut ini:

$$dC_a/dt = k_{La} \cdot (C_{Ai} - C_{Ao})$$

dimana :

k_{La} : Konstanta kecepatan difusi air ke fase minyak

C_{Ai} : Konsentrasi air di interfase

C_{Ao} : Konsentrasi air di minyak

1.5 Kegunaan Produk

1.5.1 Asam Lemak

Asam Lemak Kegunaan asam lemak menurut Kirk-Othmer (1993) ada 8 yaitu:

1. Industri sabun Digunakan untuk memproduksi sabun. Selain itu memberikan busa sabun lebih banyak serta keharuman dan kemilauan.
2. Industri karet Asam lemak dalam proses pembuatan karet digunakan sebagai *softening* dan *plasticizing effect*.
3. Industri kosmetik Asam lemak dalam industri kosmetik digunakan sebagai bahan campuran pembuatan produk-produk kosmetik yang fungsinya untuk memberikan keharuman dan kemilauan.
4. Industri lilin Dalam industri lilin, asam lemak digunakan sebagai campuran bahan untuk pembuatan lilin yang fungsinya untuk mempermudah melepaskan lilin dari cetakannya. Selain itu dengan ditamhkannya asam lemak dalam proses pembuatan lilin, akan menjadikan produk lilin yang dihasilkan tidak cepat meleleh ketika dinyalakan, asap yang dihasilkan lebih sedikit mengurangi timbulnya tetesan-tetesan lilin.
5. Bila direaksikan dengan H_2 (hidrogenasi) akan menghasilkan fatty alcohol. Adapun kegunaan dari *fatty* alcohol adalah untuk pembuatan *surfactant anionic* dan sebagai *emulsifier* dalam produk-produk pembersih dan lantai.
6. Bila direaksikan dengan ester (esterifikasi) akan menghasilkan asam lemak. Ada kegunaan dari ester asam lemak adalah untuk bahan campuran dalam industri-industri tekstil, untuk substitute biodiesel, dan industri farmasi (obat-obatan).
7. Bila direaksikan dengan nitrogen akan menghasilkan *fatty* nitrogen. Produk-produk *fatty* nitrogen ini banyak digunakan dalam pengolahan limbah yang fungsinya untuk mengurangi limbah-limbah yang bersifat *unbiodegradable* sehingga menjadi *biodegradable*.

BAB II

URAIAN PROSES

Berdasarkan perbandingan pada tabel 1.6 maka dipilih proses *continuous fat splitting* karena menggunakan air yang merupakan bahan yang ketersediaannya melimpah dan mudah didapatkan, serta kemurniaan produk akhir konversinya mencapai $\pm 99\%$, waktu reaksi yang relatif singkat (2-3 jam) dan dapat berlangsung tanpa adanya katalis.

Proses pembuatan *fatty acid* dengan produk samping gliserol dari bahan baku *Crude Palm Oil* (CPO) dan air dilakukan dengan tahapan proses sebagai berikut :

1. Tahapan penyiapan produk
2. Tahapan pembentukan produk
3. Tahapan pemurnian produk

2.1 Tahapan Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam proses ini adalah *Crude Palm Oil* (CPO) yang telah di *treatment*, kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) pada kondisi cair dengan suhu 32°C , selanjutnya dipanaskan di *heater* I (HE-01) sehingga suhunya naik dari 32°C menjadi 90°C sebelum diumpankan ke bagian bawah kolom *splitting* (SP-01).

Untuk melalui proses tersebut, kedua bahan baku diatas perlu dipanaskan terlebih dahulu dalam *heater* sampai mencapai kondisi sebagai berikut:

1. Minyak kelapa sawit dipanaskan sampai mencapai suhu 90°C dan selanjutnya dipompakan untuk memasukkannya ke dalam menara *Splitting*.
2. Air proses perlu dipanaskan sampai mencapai suhu 90°C , dan juga dipompakan ke dalam menara *Splitting*.
3. Selain itu, reaksi *Fat Splitting* dibantu dengan injeksi *steam* secara langsung.

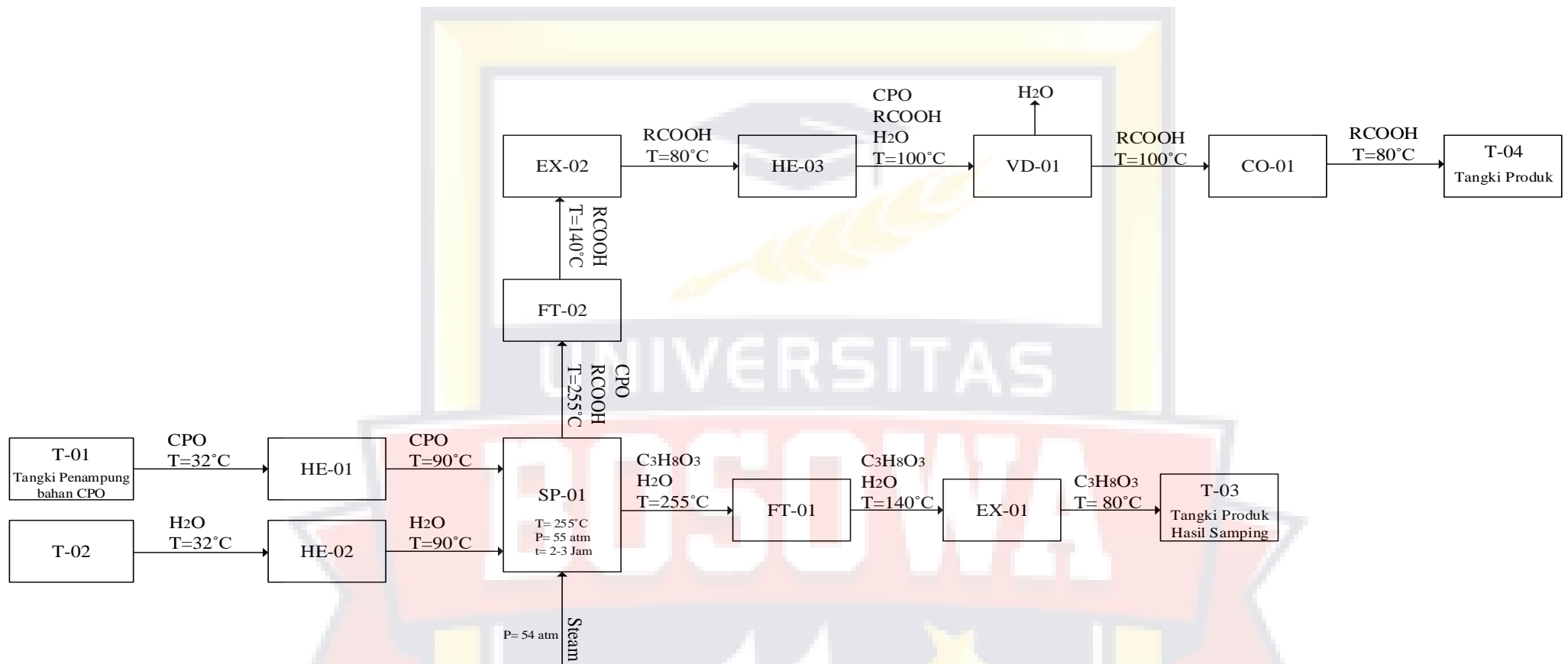
2.2 Tahapan Pembentukan Produk

CPO atau minyak sawit dipompakan menuju bagian bawah kolom *splitting* (SP-01). Pada saat yang sama air proses yang berasal dari unit tangki penyimpanan air (T-02) dipompakan menuju *heater* II (HE-02) untuk dipanaskan dari 32°C hingga suhu 90°C dan dipompakan menuju bagian atas, tengah dan bawah kolom secara langsung agar minyak kelapa sawit dan air dapat bereaksi dengan sempurna di dalam kolom *splitting* (SP-01). Di dalam reaktor atau kolom *splitting* (SP-01) ini akan terjadi reaksi

hidrolisis atau pemecahan gugus alkil dalam trigliserida (CPO) dengan air menjadi asam lemak (*fatty acid*) dan gliserol (18%), Reaksi dalam menara *fat splitting* terjadi pada suhu = 255 °C tekanan = 55 atm, dan waktu reaksi $\pm 2 - 3$ jam . Agar suhu reaksi sekitar 262°C dan karena reaksi bersifat endotermis (membutuhkan panas) maka steam dengan tekanan 54 bar diinjeksikan dengan massa tertentu sehingga konversi hidrolisis bisa mencapai 98-99% tanpa bantuan katalisator apapun, Metode perhitungan pemisahan produk atas dan bawah ini adalah berdasarkan perbedaan densitas serta nilai kelarutan dari masing-masing komponennya.

2.3 Tahapan Pemurnian Produk

Sweat water (gliserol-air) yang dihasilkan akan menuju bagian bawah kolom *splitting* (SP-01), kemudian diteruskan ke dalam *flash tank* (FT-01) setelah itu dipompakan menuju *expansion vessel* (I) (EV-01) untuk mengurangi tekanan dan terjadi penurunan suhu dari 262°C menjadi 80°C, kemudian dipompakan menuju tangki penyimpanan akhir gliserol (T-03). Dimana untuk asam lemak akan berada pada lapisan atas, diteruskan ke *flash tank* (FT-02) dan dipompakan menuju *expansion vessel* II (EV-02) untuk mengurangi tekanan dan terjadi penurunan suhu dari 262°C menjadi 80°C. Kemudian dipompakan menuju *heater* III (HE-03) untuk dinaikkan suhunya dari 80°C menjadi 100°C. Setelah itu CPO-FA dipompakan menuju *vacuum dryer* (VD-01) untuk menguapkan sebagian air yang masih terdapat pada asam lemak. Asam lemak atau *fatty acid* diumpakan menuju *cooler* (CO-01) untuk menurunkan suhu dari 100°C menjadi 80°C yang kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan akhir *fatty acid* (T-04).



Keterangan :

T-01 = Tangki bahan baku CPO

T-02 = Tangki bahan baku Air

T-03 = Tangki penyimpanan hasil samping gliserol

T-04 = Tangki penyimpanan hasil produk asam lemak

HE-01 = Heater 1

HE-02 = Heater 2

HE-03 = Heater 3

SP-01 = Kolom *splitting*

FT-01 = *Flash tank* 1

FT-02 = *Flash tank* 2

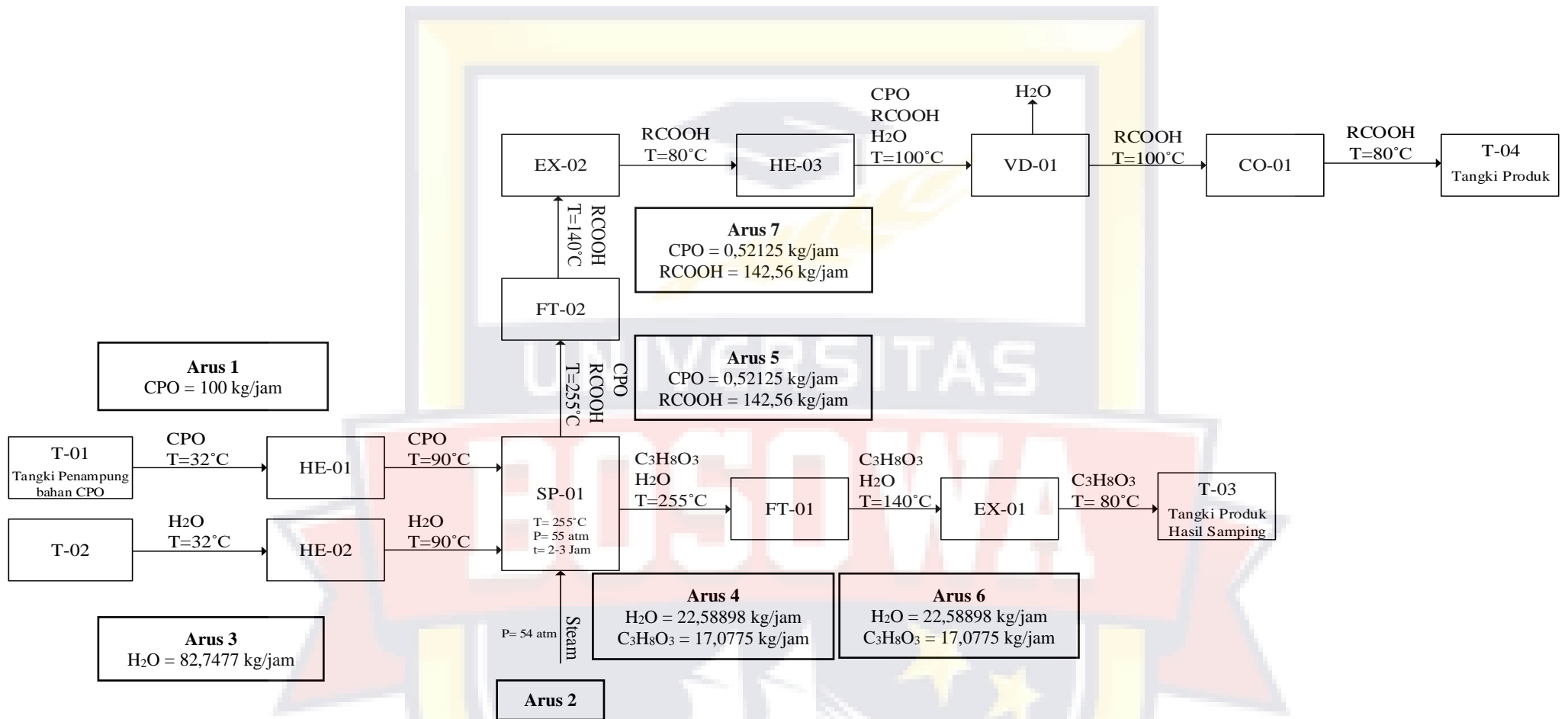
EX-01 = *Expansion vessel* 1

EX-02 = *Expansion vessel* 2

VD-01 = *Vacum Dryer*

CO-01 = *Cooler*

Gambar 2.1 Diagram Kualitatif Prarancangan Pabrik Asam Lemak dari Minyak Kelapa Sawit dengan Kapasitas 37.000 Ton/Tahun



Gambar 2.2 Diagram Kuantitatif Prarancangan Pabrik Asam Lemak dari Minyak Kelapa Sawit dengan Kapasitas 37.000 Ton/Tahun

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN

3.1 Spesifikasi Bahan Baku

3.1.1 Minyak Kelapa Sawit (Palmitat)

Minyak kelapa sawit adalah minyak nabati yang didapatkan dari *mesocarp* buah pohon kelapa sawit, umumnya dari spesies *Elaeis guineensis*, dan sedikit dari spesies *Elaeis oleifera* dan *Attalea maripa*. Minyak sawit secara alami berwarna merah karena kandungan alfa dan beta-karotenoid yang tinggi. Minyak sawit berbeda dengan minyak inti kelapa sawit (*palm kernel oil*) yang dihasilkan dari inti buah yang sama. Minyak kelapa sawit juga berbeda dengan minyak kelapa yang dihasilkan dari inti buah kelapa (*Cocos nucifera*). Perbedaan ada pada warna (minyak inti sawit tidak memiliki karotenoid sehingga tidak berwarna merah), dan kadar lemak jenuhnya. Minyak sawit mengandung 41% lemak jenuh, minyak inti sawit 81%, dan minyak kelapa 86%. Minyak sawit termasuk minyak yang memiliki kadar lemak jenuh yang tinggi. Minyak sawit berwujud setengah padat pada temperatur ruangan dan memiliki beberapa jenis lemak jenuh asam laurat (0.1%), asam miristat (1%), asam stearat (5%), dan asam palmitat (44%). Minyak sawit juga memiliki lemak tak jenuh dalam bentuk asam oleat (39%), asam linoleat (10%), dan asam alfa linoleat (0.3%). Seperti semua minyak nabati, minyak sawit tidak mengandung kolesterol meski konsumsi lemak jenuh diketahui menyebabkan peningkatan kolesterol lipoprotein densitas rendah dan lipoprotein densitas tinggi akibat metabolisme rendah dan asam lemak dalam tubuh. Minyak sawit juga *GMO free*, karena tidak ada kelapa sawit termodifikasi genetik (GMO) yang dibudidayakan untuk menghasilkan minyak sawit.

1) Sifat fisika (Ketaren, 1986)

Rumus kimia	: $C_3H_5(COOR)_3$
Berat molekul	: 278 g/mol
Titik didih	: 298°C
Titik beku	: 5°C
<i>Specific gravity</i> (37,8°C)	: 0,9
Densitas	: 0,895 g/cm ³

Panas jenis	: 0,497 kal/g°C
Angka sabun	: 198
Angka asam	: 8
Tegangan muka	: 35,4 dyne/cm (20°C)
	27,3 dyne/cm (60°C)

Kenampakan	: cairan kuning jingga
Kemurnian	: 98%
Impuritas	: 2% (Widiana, 2010).

2) Sifat kimia

Komposisi terbesar dalam minyak kelapa sawit merupakan trigliserida. Sehingga berikut ini adalah reaksi-reaksi yang terjadi pada minyak kelapa sawit:

- a. Saponifikasi
- b. Transesterifikasi
- c. Hidrolisis (Yanuarta, 2011).

3.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

3.2.1 Air

Air adalah substansi kimia dengan rumus kimia satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen. Air bersifat tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau pada kondisi standar, yaitu pada tekanan 100 kPa (1 bar) and temperatur 273,15 K (0 °C). Zat kimia ini merupakan suatu pelarut yang penting, yang memiliki kemampuan untuk melarutkan banyak zat kimia lainnya, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan banyak macam molekul organik. Air sering disebut sebagai *pelarut universal* karena air melarutkan banyak zat kimia. Air berada dalam kesetimbangan dinamis antara fase cair dan padat di bawah tekanan dan temperatur standar. Dalam bentuk ion, air dapat dideskripsikan sebagai sebuah ion hidrogen (H^+) yang berasosiasi (berikatan) dengan sebuah ion hidroksida (OH^-). Air adalah pelarut yang kuat, melarutkan banyak jenis zat kimia. Zat-zat yang bercampur dan larut dengan baik dalam air (misalnya garam-garam) disebut sebagai zat-zat "hidrofilik" (pencinta air), dan zat-zat yang tidak mudah tercampur dengan air (misalnya lemak dan minyak), disebut sebagai zat-zat "hidrofobik" (takut-air). Kelarutan suatu zat dalam air ditentukan oleh dapat

tidaknya zat tersebut menandingi kekuatan gaya tarik-menarik listrik (gaya intermolekul dipol-dipol) antara molekul-molekul air. Jika suatu zat tidak mampu menandingi gaya tarik-menarik antar molekul air, molekul-molekul zat tersebut tidak larut dan akan mengendap dalam air.

1) Sifat fisika

Rumus kimia	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,0153 g/mol
Titik didih	: 100°C
Titik beku	: 0°C
Temperatur kritis	: 374,15°C
Densitas	: 0,998 g/cm ³ (cair, 20°C) 0,92 g/cm ³ (padatan)
Panas jenis	: 0,9995 cal/gr ^o
Kenampakan	: Cairan jernih
Kemurniaan	: 100% (Vitasari, 2008)

3.3 Spesifikasi Produk dan hasil Samping

3.3.1 Asam Lemak

Dalam kimia, terutama biokimia, suatu asam lemak adalah asam karboksilat dengan rantai alifatik panjang, baik jenuh maupun tak jenuh. Hampir semua asam lemak alami memiliki rantai tak bercabang dengan jumlah atom karbon genap, mulai dari 4 sampai 28. Asam lemak biasanya diturunkan dari trigliserida atau fosfolipida. Produksi asam lemak skala industri biasanya melalui hidrolisis trigliserida, dengan penghilangan gliserol. Beberapa asam lemak diproduksi secara sintetis melalui hidrokarboksilasi alkena.

1) Sifat fisika

Rumus kimia	: C ₃ H ₅ (OH) ₃
Berat molekul	: 256 g/mol
Titik didih	: 215°C
Titik leleh	: 63°C
Temperatur kritis	: 451,85°C
Tekanan kritis	: 44 atm
Volume kritis	: 14,8972 ft ² /lbmol
Densitas	: 0,853 g/cm

Panas jenis	: 0,512 cal/gr ^o
Panas jenis	: 0,497 kal/gr ^o C

2) Sifat kimia

a. Tidak larut dalam air

b. Sangat mudah larut dalam pelarut organik dan eter (Luhur, 2018).

3.3.2 Gliserol

Gliserol (bahasa Inggris: *glycerol, glycerin, glycerine*) adalah senyawa poliol. Gliserol memiliki 3 hidroksil yang bersifat hidrofilik dan higroskopik. Gliserol merupakan komponen yang menyusun berbagai macam lipid (gliserida), termasuk trigliserida. Gliserol terasa manis saat dikecap, dan dianggap tidak beracun. Gliserol dapat diperoleh dari proses saponifikasi dari lemak hewan, transesterifikasi pembuatan bahan bakar *biodiesel* dan proses *epiklorohidrin* serta proses pengolahan minyak goreng.

1) Sifat fisika

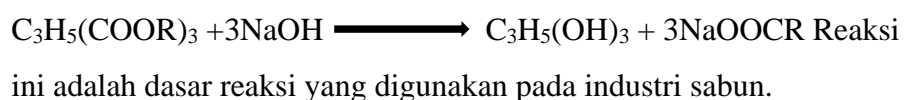
Rumus kimia	: (C ₃ H ₅ (OH) ₃)
Berat molekul	: 92,270 g/mol
Titik didih	: 290°C
Titik leleh	: 18,17°C
Densitas	: 1,26 g/mL
Kapasitas kalor	: 0,5795 cal/gr ^o C
Kelarutan dalam air	: sangat laut dalam air
<i>Thermal conductivity</i>	: 0,000691 cal cm deg/sec (0 °C)

2) Sifat kimia

a. *Fat Splitting, Fat Splitting* antara minyak dan air akan menghasilkan asam lemak dan gliserol, menurut reaksi:



b. Saponifikasi, Jika lemak direaksikan dengan alkali untuk menghasilkan gliserol dan garam atau sabun. Maka reaksinya sebagai berikut:



c. Interesterifikasi, Ester beralkohol rendah diperoleh dengan mereaksikan alkohol secara langsung dengan lemak untuk

menggantikan gliserol, biasanya menggunakan katalis Alkali.
Reaksinya adalah sebagai berikut:



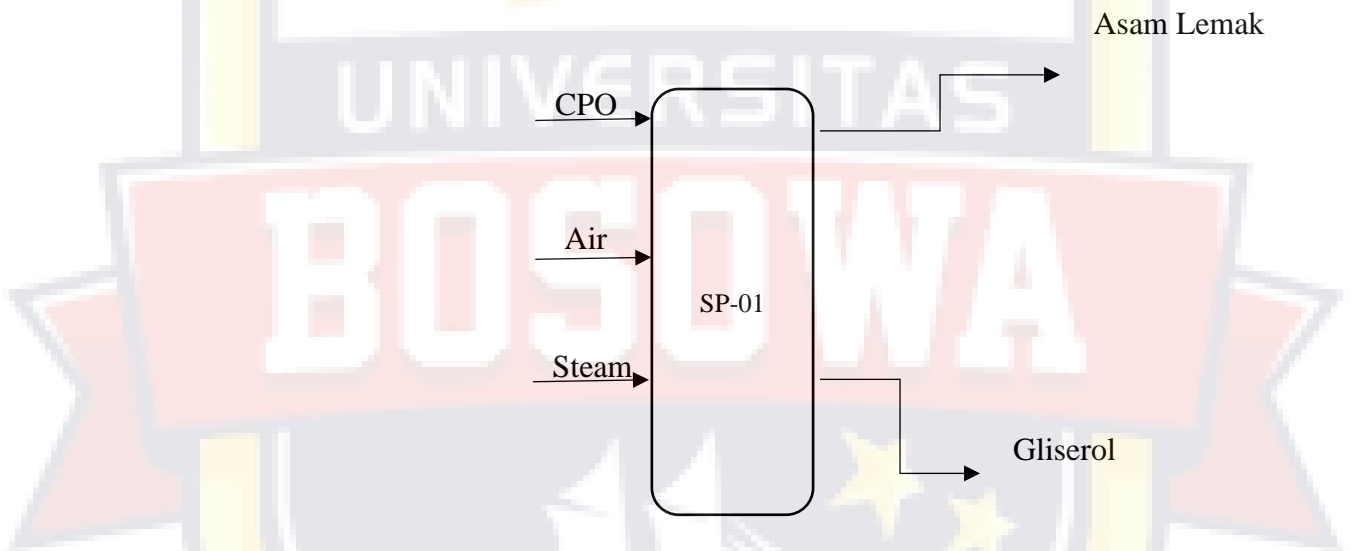
Reaksi ini biasa disebut alkoholisis.



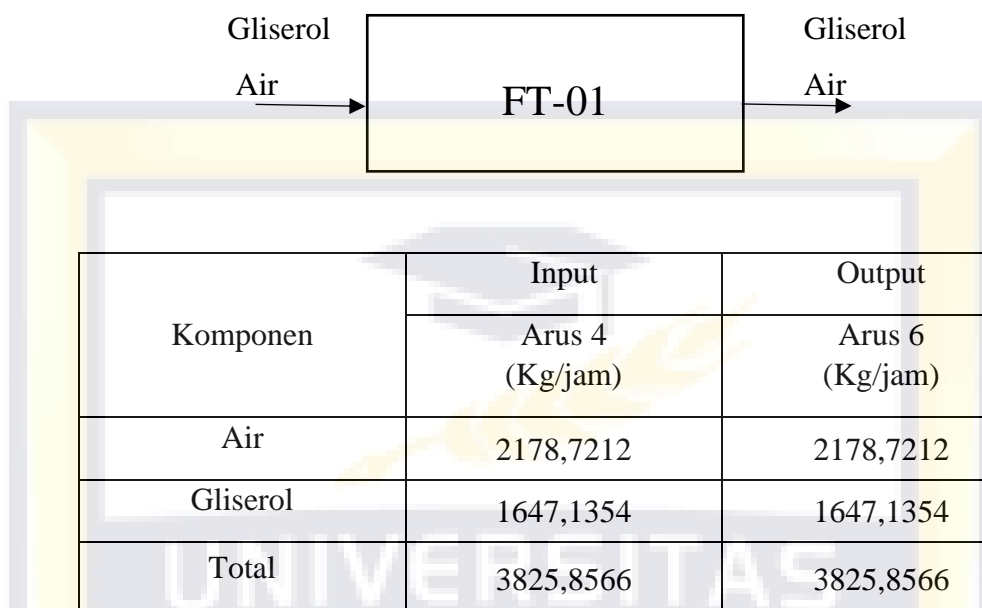
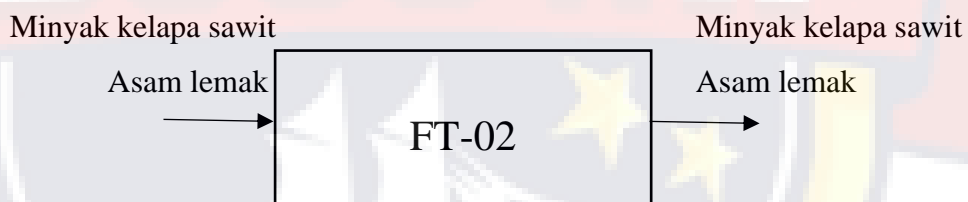
BAB IV
NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 37.000 ton/tahun
 : $37.000/333$ = 111,1111111 ton/hari
 : $111,1111111 / 24$ = 4,62962963 ton/jam
 : $4,62962963 \times 1000$ = 4629,62963 Kg/jam
 Waktu operasi : 330 hari/24 jam
 Basis perhitungan : 100 Kg/jam
 Satuan : kg/jam

1. Menara *fat splitting*



Komponen	Input		Output	
	Arus 1 (Kg/jam)	Arus 3 (Kg/jam)	Arus 4 (Kg/jam)	Arus 5 (Kg/jam)
Minyak kelapa sawit	9645,0617			50,2749
Air		7981,0697	2178,7212	
Asam Lemak				13750
Gliserol			1647,1354	
Total	9645,0617	8037,5514	3825,8566	13800,27
	17626,1315		17626,1315	

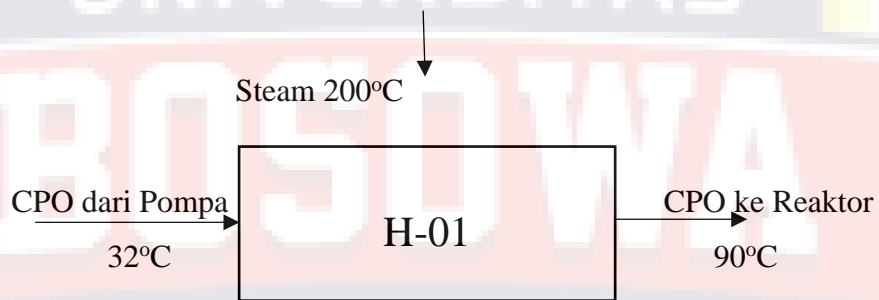
2. *Flash Tank 1*3. *Flash tank 2*

Komponen	Input	Output
	Arus 5 (Kg/jam)	Arus 7 (Kg/jam)
Minyak kelapa sawit	50,2749	50,2749
Asam lemak	13750	13750
Total	13800,2749	13800,2749

BAB V
NERACA PANAS

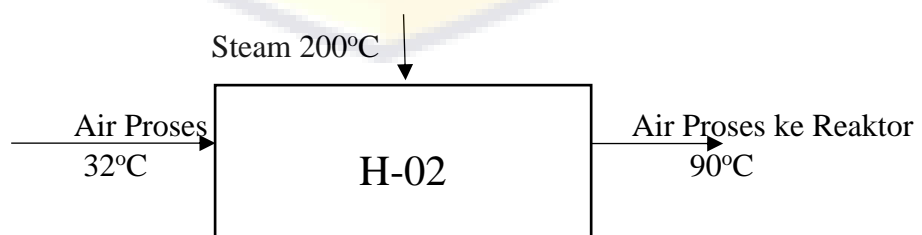
Kapasitas Produksi : 37.000 ton/tahun
 : $37.000/333 = 111,1111111$ ton/hari
 : $111,1111111/24 = 4,62962963$ ton/jam
 : $4,62962963 \times 1000 = 4629,62963$ Kg/jam
 Waktu Operasi : 330 hari/24 jam
 Basis Perhitungan : 100 Kg/jam
 Suhu Reference : 25°C; 1 Atm
 Satuan : kcal/jam

1. Heater Minyak Kelapa Sawit



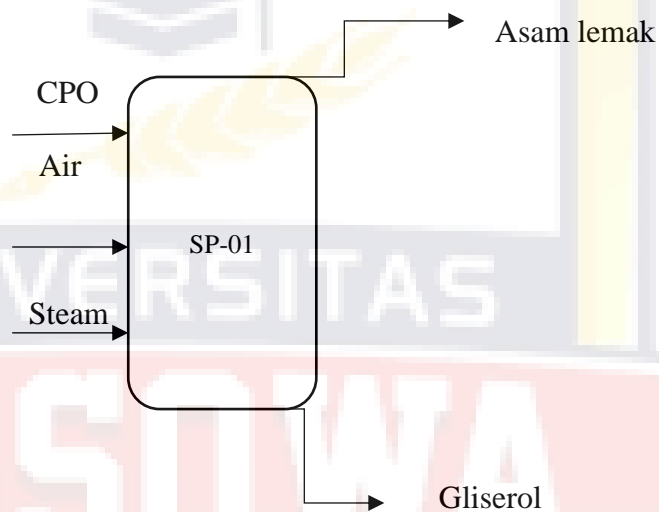
Komponen	Qin umpan (kcal/jam)	Qout Arus 1 (kcal/jam)
Minyak Kelapa Sawit	689,52	12382,69
Air	643,51	5894,70
Q yang dibutuhkan	16944,36	
Total	18277,40	18277,40

2. Heater Air Proses



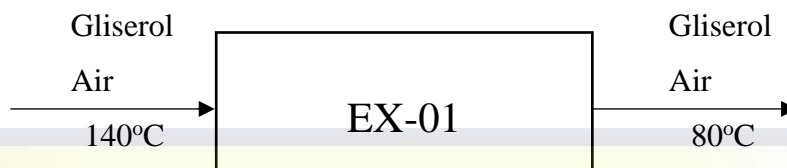
Komponen	Qin (kcal/jam)	Qout Arus 2 (kcal/jam)
Air Proses	643,51	5894,70
Steam	5251,18	
Total	5894,70	5894,70

3. Menara *Fat Splitting*



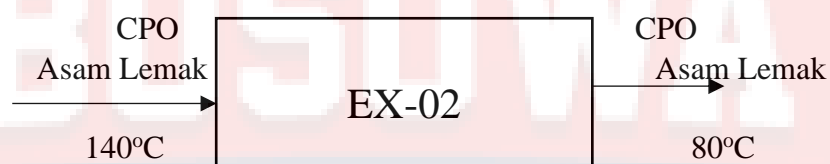
Komponen	Qin Arus 4 (kcal/jam)	Qout Arus 5 (kcal/jam)
Qumpan	14856450,57	
Atas (Asam Lemak)		14185620,7
Bawah (Gliserol)		670829,87
Total	14856450,57	14856450,57

4. Expansion Vessel 1



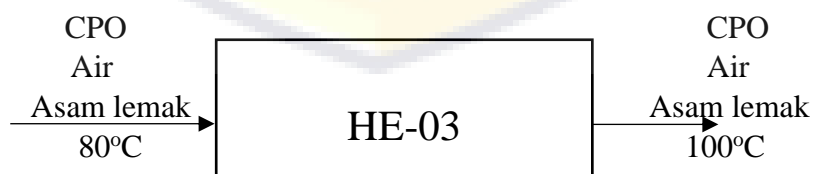
Neraca Panas	Qin Arus 6 (kj/jam)	Qout Arus 8 (kj/jam)
Q Masuk Expansion	14856450,57	
Q Keluar Expansion		19888,01
Q Lepas		14836562,55
Total	14856450,57	14856450,57

5. Expansion Vessel 2



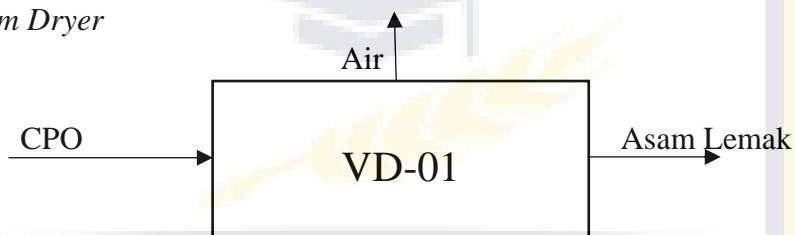
Neraca Panas	Qin Arus 7 (kj/jam)	Qout Arus 9 (kj/jam)
Q Masuk Expansion	14185620,7	
Q Keluar Expansion		7754,228
Q Lepas		14177866,47
Total	14185620,7	14185620,7

6. Heater 3 dari Expansion Vessel 2



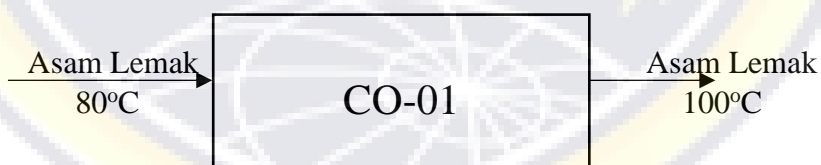
Komponen	Qin Arus 9 (kcal/jam)	Qout Arus 10 (kcal/jam)
CPO	689,52	15353,02
Asam Lemak	16491,39	23910,14
Q dibutuhkan	22082,24	
Total	39263,16	39263,16

7. Vacuum Dryer



Komponen	Qin Arus 10 (kcal/jam)	Qout Arus 11 (kcal/jam)
CPO	9669,637	153381,9614
Air	25115,85	
Asam Lemak	16491,39	
Udara	107106,79	
Qloss		5001,714
Total	158383,67	158383,67

8. Cooler



Komponen	Qin Arus 11 (kcal/jam)	Qout Arus 12 (kcal/jam)
Asam Lemak	23910,14	23910,11
Q pendingin		0,289
Total	23910,14	23910,14

BAB VI SPESIFIKASI ALAT

Berdasarkan hasil perhitungan diketahui peralatan utama yang digunakan pada proses produksi adalah sebagai berikut :

6.1 Tangki Penyimpanan

6.11 Tangki Penyimpanan Bahan Baku CPO

Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan bahan baku <i>crude palm oil</i>
Tipe Tangki	: Silinder dengan dasar vertikal (<i>flay up</i>) dan ellipsoidal
Jumlah Tangki	: 1 (Satu)
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA -286 Grade C</i>
Kapasitas Tangki	: 123,1603 m ³
Tinggi Tangki	: 27 ft
Diameter Tangki	: 15 ft
Tinggi <i>Head</i> Tangki	: 2 in
Tebal <i>Head</i> Tangki	: 2/6 in
Tebal dinding tangki	: 1/4 in

Schedule No 40

6.12 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Air Proses

Kode	: T-02
Fungsi	: Menyimpan bahan baku air proses
Tipe Tangki	: Silinder dengan dasar vertikal (<i>flay up</i>) dan ellipsoidal
Jumlah Tangki	: 1 (Satu)
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA -286 Grade C</i>
Kapasitas Tangki	: 82,2373 m ³
Tinggi Tangki	: 24 ft
Diameter Tangki	: 13 ft
Tinggi <i>Head</i> Tangki	: 2 in
Tebal <i>Head</i> Tangki	: 2/6 in

Tebal Dinding Tangki : 1/4 in
Schedule No 40

6.13 Tangki Penyimpanan Hasil Samping Gliserol

Kode : T-03
 Fungsi : Menyimpan hasil samping gliserol
 Tipe Tangki : Silinder dengan dasar vertikal (*flay up*) dan ellipsoidal
 Jumlah Tangki : 1 (Satu)
 Bahan Kontruksi : *Carbon Steel SA -286 Grade C*
 Kapasitas Tangki : 11,1946 m³
 Tinggi Tangki : 12 ft
 Diameter Tangki : 7 ft
 Tinggi *Head* Tangki : 2 in
 Tebal *Head* Tangki : 1/4 in
 Tebal dinding tangki : 3/16 in
Schedule No 40

6.14 Tangki Penyimpanan Hasil Akhir Asam Lemak

Kode : T-04
 Fungsi : Menyimpan hasil akhir asam lemak
 Tipe Tangki : Silinder dengan dasar vertikal (*flay up*) dan ellipsoidal
 Jumlah Tangki : 1 (Satu)
 Bahan Kontruksi : *Carbon Steel SA -286 Grade C*
 Kapasitas Tangki : 206,0518 m³
 Tinggi Tangki : 32 ft
 Diameter Tangki : 18 ft
 Tinggi *Head* Tangki : 2 in
 Tebal *Head* Tangki : 1/2 in
 Tebal Dinding Tangki : 1/4 in
Schedule No 40

6.2 Heater

6.2.1 Heater 1

Kode : HE-01

Fungsi : Menaikan suhu 32°C ke suhu 90°C sebelum masuk kolom *Splitting*

Tipe : *Double Pipe*

Bahan Kontruksi : *Stainless steel type 304*

Beban Panas : 16944,36276 kkal/jam

Luas Aliran *Hot Fluid* : 0,0886 ft²

Luas Aliran *Cold Fluid* : 0,0060 ft²

Luas Transfer, A : 2,5932 ft²

Luas Transfer, L : 5,2073 ft²

Anulus Side :

Δf_a : 0,007133 ft

V : 499,4518 ft/det

ΔP_a : 3,1928 Psi

Pipe side :

ΔF_p : 0,1548 ft

ΔP_p : 0,0678 Psi

Uc : 536,9443 BTU/hr.ft².°F

Ud : 205,6601 BTU/lb.hr.ft².°F

6.2.2 Heater 2

Kode : HE-02

Fungsi : Menaikan suhu 32°C ke suhu 90°C sebelum masuk kolom *Splitting*

Tipe : *Double Pipe*

Bahan Kontruksi : *Stainless steel type 304*

Beban Panas : 5251,188473 kkal/jam

Luas Aliran *Hot Fluid* : 0,0886 ft²

Luas Aliran *Cold Fluid* : 0,0060 ft²

Luas Transfer, A : 1,09887 ft²

Luas Transfer, L : 2,2066 ft²

Anulus Side :

Δf_a : 0,000767 ft

V : 241,1067 ft/det

ΔP_a : 0,7441 Psi

Pipe side :

ΔF_p	: 0,0066 ft
ΔP_p	: 0,0029 Psi
Uc	: 536,9443 BTU/hr.ft ² .°F
Ud	: 205,6601 BTU/lb.hr.ft ² .°F

6.2.3 Heater 3

Kode	: HE-03
Fungsi	: Menaikkan suhu minyak sawit dan asam lemak dari <i>expension vessel</i> 2 sebelum diumpankan menuju <i>vacum dryer</i> 1
Tipe	: <i>Double Pipe</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless steel type 304</i>
Beban Panas	: 22082,24648/jam
Luas Aliran <i>Hot Fluid</i>	: 0,0886 ft ²

Luas Aliran <i>Cold Fluid</i>	: 0,0060 ft ²
Luas Transfer, A	: 8,8311805 ft ²
Luas Transfer, L	: 17,733294 ft ²

Anulus Side :

Δf_a	: 0,00701 ft
V	: 258,3451 ft/det
ΔP_a	: 0,8543 Psi

Pipe side :

ΔF_p	: 2,3416 ft
ΔP_p	: 1,0256 Psi
Uc	: 536,9443 BTU/hr.ft ² .°F
Ud	: 205,6601 BTU/lb.hr.ft ² .°F

6.3 Pompa

6.3.1 Pompa 1

Kode	: P-01
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku minyak kelapa sawit menuju <i>heater</i> 1
Tipe	: Sentrifugal
Bahan Kontruksi	: <i>Low Alloy Steel SA 353</i>

Kapasitas	: 9645,0617 kg/jam
Tenaga Pompa	: 3 Hp
Tenaga Motor	: 13 Hp
Laju Alir Volumetrik	: 26,218 ft ³ /jam

Dimensi Pipa

D	: 1,61 in
A	: 2,04 in ²
Panjang Pipa, L	: 65,62 ft
Tinggi Pemompaan, Z	: 23 ft
<i>Sch Number</i>	: 40

6.3.2 Pompa 2

Kode	: P-02
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku air menuju <i>heater 2</i>
Tipe	: Sentrifugal

Bahan Kontruksi	: <i>Low Alloy Steel SA 353</i>
Kapasitas	: 8037,5514 kg/jam
Tenaga Pompa	: 2 Hp
Tenaga Motor	: 11 Hp
Laju Alir Volumetrik	: 17,5063 ft ³ /jam

Dimensi Pipa

D	: 1,5 in
A	: 1,8 in ²
Panjang Pipa, L	: 59,055 ft
Tinggi Pemompaan, Z	: 19,7 ft
<i>Sch Number</i>	: 40

6.3.3 Pompa 3

Kode	: P-03
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku minyak kelapa sawit dari <i>heater 1</i> menuju kolom <i>splitting</i>
Tipe	: Sentrifugal
Bahan Kontruksi	: <i>Low Alloy Steel SA 353</i>
Kapasitas	: 9645,0617 kg/jam
Tenaga Pompa	: 3 Hp

Tenaga Motor : 13 Hp
 Laju Alir Volumetrik : 26,218 ft³/jam

Dimensi Pipa

D : 1,61 in

A : 2,04 in²

Panjang Pipa, L : 65,617 ft

Tinggi Pemompaan, Z : 22,3 ft

Sch Number : 40

6.3.4 Pompa 4

Kode : P-04

Fungsi : Mengalirkan air proses dari *heater* 2 menuju kolom *splitting*

Tipe : Sentrifugal

Bahan Kontruksi : *Low Alloy Steel* SA 353

Kapasitas : 8037,5514 kg/jam

Tenaga Pompa : 2 Hp

Tenaga Motor : 11 Hp

Laju Alir Volumetrik : 17,5063 ft³/jam

Dimensi Pipa

D : 1,5 in

A : 1,8 in²

Panjang Pipa, L : 59,055 ft

Tinggi Pemompaan, Z : 19,7 ft

Sch Number : 40

6.3.5 Pompa 5

Kode : P-05

Fungsi : Mengalirkan minyak kelapa sawit dan asam lemak dari kolom *splitting* menuju *flash tank* 2

Tipe : Sentrifugal

Bahan Kontruksi : *Low Alloy Steel* SA 353

Kapasitas : 13750,0 kg/jam

Tenaga Pompa : 4 Hp

Tenaga Motor : 18 Hp

Laju Alir Volumetrik : 37,376 ft³/jam

Dimensi Pipa

D : 2,4 in

A : 2,2 in²

Panjang Pipa, L : 78,74 ft

Tinggi Pemompaan, Z : 29,5 ft

Sch Number : 40

6.3.6 Pompa 6

Kode : P-06

Fungsi : Mengalirkan gliserol dan air dari kolom *splitting* menuju *flash tank 1*

Tipe : Sentrifugal

Bahan Kontruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Kapasitas : 1647,1354 kg/jam

Tenaga Pompa : 1 Hp

Tenaga Motor : 2 Hp

Laju Alir Volumetrik : 1,3 ft³/jam

Dimensi Pipa

D : 1,27 in

A : 1,47 in²

Panjang Pipa, L : 45,9 ft

Tinggi Pemompaan, Z : 9,8 ft

Sch Number : 40

6.3.7 Pompa 7

Kode : P-07

Fungsi : Mengalirkan minyak kelapa sawit dan asam lemak menuju *expansion vessel 2* dari *flash tank 2*

Tipe : Sentrifugal

Bahan Kontruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Kapasitas : 13800,2749 kg/jam

Tenaga Pompa : 4 Hp

Tenaga Motor : 18 Hp

Laju Alir Volumetrik : 37,5127 ft³/jam

Dimensi Pipa

D : 2,65 in

A : 2,3 in²

Panjang Pipa, L : 75,45 ft

Tinggi Pemompaan, Z : 26,24 ft

Sch Number : 40

6.3.8 Pompa 8

Kode : P-08

Fungsi : Mengalirkan gliserol dan air dari *flash tank 1* menuju *expansion vessel 1*

Tipe : Sentrifugal

Bahan Kontruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Kapasitas : 1647,1354 kg/jam

Tenaga Pompa : 1 Hp

Tenaga Motor : 2 Hp

Laju Alir Volumetrik : 1,3 ft³/jam

Dimensi Pipa

D : 1,27 in

A : 1,47 in²

Panjang Pipa, L : 45,9 ft

Tinggi Pemompaan, Z : 9,8 ft

Sch Number : 40

6.3.9 Pompa 9

Kode : P-09

Fungsi : Mengalirkan minyak kelapa sawit dan asam lemak dari *expansion vessel 2* menuju *heater3*

Tipe : Sentrifugal

Bahan Kontruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Kapasitas : 13800,2749 kg/jam

Tenaga Pompa : 4 Hp

Tenaga Motor : 18 Hp

Laju Alir Volumetrik : 37,5127 ft³/jam

Dimensi Pipa

D	: 2,65 in
A	: 2,3 in ²
Panjang Pipa, L	: 75,45 ft
Tinggi Pemompaan, Z	: 26,24 ft
<i>Sch Number</i>	: 40

6.3.10 Pompa 10

Kode	: P-10
Fungsi	: Mengalirkan minyak kelapa sawit dan asam lemak dari <i>heater 3</i> menuju <i>vacum dryer 1</i>
Tipe	: Sentrifugal
Bahan Kontruksi	: <i>Low Alloy Steel SA 353</i>
Kapasitas	: 13800,2749 kg/jam
Tenaga Pompa	: 4 Hp

Tenaga Motor	: 18 Hp
Laju Alir Volumetrik	: 37,5127 ft ³ /jam
Dimensi Pipa	
D	: 2,65 in
A	: 2,3 in ²
Panjang Pipa, L	: 75,45 ft
Tinggi Pemompaan, Z	: 26,24 ft
<i>Sch Number</i>	: 40

6.3.11 Pompa 11

Kode	: P-11
Fungsi	: Mengalirkan asam lemak dari <i>vacum dryer 1</i> menuju ke <i>cooler 1</i>
Tipe	: Sentrifugal
Bahan Kontruksi	: <i>Low Alloy Steel SA 353</i>
Kapasitas	: 13800,2749 kg/jam
Tenaga Pompa	: 4 Hp
Tenaga Motor	: 18 Hp
Laju Alir Volumetrik	: 37,5127 ft ³ /jam

Dimensi Pipa

D	: 2,65 in
A	: 2,3 in ²
Panjang Pipa, L	: 75,45 ft
Tinggi Pemompaan, Z	: 26,24 ft
Sch Number	: 40

6.3.12 Pompa 12

Kode	: P-12
Fungsi	: Mengalirkan asam lemak dari <i>cooler</i> 1 ke tangki hasil akhir asam lemak
Tipe	: Sentrifugal
Bahan Kontruksi	: <i>Low Alloy Steel SA 353</i>
Kapasitas	: 13750,0 kg/jam
Tenaga Pompa	: 4 Hp
Tenaga Motor	: 18 Hp
Laju Alir Volumetrik	: 37,376 ft ³ /jam
Dimensi Pipa	
D	: 2,4 in
A	: 2,2 in ²
Panjang Pipa, L	: 78,74 ft
Tinggi Pemompaan, Z	: 29,5 ft
Sch Number	: 40

6.3.13 Pompa 13

Kode	: P-13
Fungsi	: Mengalirkan gliserol dari <i>expansion vessel</i> 1 menuju tangki hasil samping gliserol
Tipe	: Sentrifugal
Bahan Kontruksi	: <i>Low Alloy Steel SA 353</i>
Kapasitas	: 1647,1354 kg/jam
Tenaga Pompa	: 1 Hp
Tenaga Motor	: 2 Hp
Laju Alir Volumetrik	: 1,3 ft ³ /jam

Dimensi Pipa

D	: 1,27 in
A	: 1,47 in ²
Panjang Pipa, L	: 45,9 ft
Tinggi Pemompaan, Z	: 9,8 ft
Sch Number	: 40

6.4 Kolom Splitting

Kode	: SP-01
Fungsi	: Mereaksikan minyak kelapa sawit dengan air proses untuk menghasilkan gliserol dan asam lemak
Tipe	: Silinder tegak/vertikel
Bahan Kontruksi	: SA 353
Kapasitas	: 17862,6132 kg/jam
Volume	: 934,61 ft ³ /jam
ID	: 4,5341ft
H	: 24,448 m
Pd	: 895,7 psia
th	: 2 in
HI	: 363,45 in

6.5 Flash Tank**6.5.1 Flash Tank 1**

Kode	: FT-01
Fungsi	: Menyimpan dan menurunkan suhu gliserol dan air dari kolom <i>splitting</i>
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA -286 Grade C
Allowable Stress (f)	: 13750 psi
Joint Efficiency (E)	: 1
Corrosion Allowance	: 0,2 in/tahun
Volume Cairan	: 34,49220179 m ³
Volume Tangki	: 41,39064215 m ³
Tinggi Shell	: 34,49220179 m
Tinggi Cairan Tangki	: 0,428027 m

D	: 0,324399 m
Hs	: 0,432532 m
Hd	: 0,0811 m
P	: 1 atm
t	: 1294,141 in

6.5.2 Flash Tank 2

Kode	: FT-02
Fungsi	: Menyimpan dan menurunkan suhu minyak kelapa sawit dan asam lemak dari kolom <i>splitting</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA -286 Grade C</i>
<i>Allowable Strees</i> (f)	: 13750 psi
<i>Joint Efficiency</i> (E)	: 1
<i>Corrosion Allowance</i>	: 0,2 in/tahun
Volume Cairan	: 75,80 m ³
Volume Tangki	: 41,39064215 m ³
Tinggi <i>Shell</i>	: 0,33717 m
Tinggi Cairan Tangki	: 0,281014 m
D	: 0,250 m
Hs	: 0,333333 m
Hd	: 0,003884 m
P	: 1 atm
t	: 997,2952 in

6.6 Expansion Vessel

6.6.1 Expansion Vessel 1

Kode	: EX-01
Fungsi	: Menurunkan tekanan dan penurunan suhu gliserol dan air dari <i>flash tank 1</i>
Tipe	: Silinder dengan dasar vertikal (<i>flay up</i>) dan ellipsoidal
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA -286 Grade C</i>
Tin	: 413
Tout	: 353
Trmean	: 0,528408492

Pin	: 0,838
Pout	: 5
Prmean	: 0,128278335
Tmean	: 383
Tenaga <i>expansion</i>	: 0,044910196 kJ/s
Tenaga elektrik	: 0,744506852 kJ/s

6.6.2 *Expansion Vessel 2*

Kode	: EX-02
Fungsi	: Menurunkan tekanan dan penurunan suhu minyak kelapa sawit dan asam lemak dari <i>flash tank 2</i>
Tipe	: Silinder dengan dasar vertikal (<i>flay up</i>) dan ellipsoidal
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA -286 Grade C</i>
Tin	: 413
Tout	: 353
Trmean	: 0,586752287
Pin	: 2,58
Pout	: 0,789
Prmean	: 0,008157173
Tmean	: 383
Tenaga <i>expansion</i>	: 0,668977958 kJ/s
Tenaga elektrik	: 0,052931967 kJ/s

6.7 *Vacum Dryer*

Kode	: VD-01
Fungsi	: Menguapkan air yang terdapat pada <i>fatty acid</i> (asam lemak) sebelum diumpankan ke tangki penyimpanan akhir
Tipe	: <i>Single shell direct heat</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless steel SA-285 Grade C</i>
Luas <i>vacum dryer</i> (A)	: 4,9591395 in
T	: -6 s/d 345°C
ts	: 5/16 in

v : 2,3128 ft³
 L : 17,2508 ft

6.8 Cooler

Kode : CO-01

Fungsi : Menurunkan suhu produk asam lemak sebelum diumpankan menuju tangki penyimpanan akhir asam lemak

Tipe : *Counter current double pipe heat exchanger*

Bahan Kontruksi : *Carbon steel, SA-283 Grade C*

Luas Transfer, A : 11,3575 ft²

Luas Transfer, L : 26,1091 ft²

Anulus Pipe

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Δf_a : 1564,24 ft

V : 45,995 ft/det

ΔP_a : 71,5 Psi

Pipe Side :

OD : 1,66 in

ID : 1,38 in

ΔF_p : 5,118 ft

ΔP_p : 2,219 ft

BAB VII UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang kelancaran suatu proses produksi pabrik. Oleh karena itu, unit-unit harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik.

Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pabrik asam lemak dari minyak kelapa sawit diklasifikasikan sebagai berikut :

1. Unit penyediaan dan pengelolaan air

Kebutuhan air ini terdiri dari:

- Kebutuhan air proses
- Kebutuhan air pendingin
- Air untuk berbagai kebutuhan

2. Unit pembangkit steam

3. Unit pembangkit listrik

4. Unit penyediaan bahan bakar

5. Unit pengolahan limbah

7.1. Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air suatu pabrik meliputi air pendingin, uap (steam), dan air untuk berbagai kebutuhan.

Kebutuhan air pada pabrik adalah sebagai berikut :

7.1.1. Kebutuhan Air Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik ini dapat dilihat sebagai berikut:

Menara fat splitting	= 7.981,0697 kg/jam
Total	= 7.981,0697 kg/jam

7.1.2. Kebutuhan Air Pendingin

Jumlah kebutuhan air pendingin pada pabrik ini sebagai berikut:

Cooler (CO-01)	= 28.911,1567 kg/jam
Total	= 28.911,1567 kg/jam

Air pendingin bekas digunakan kembali setelah didinginkan dalam menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses

sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, *drift loss*, dan *blowdown* (Perry, 1999).

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan ;

$$W_e = 0,00085 W_c (T_2 - T_1) \dots \dots \dots \text{(Pers.12-10, Perry, 1999)}$$

Dimana :

W_c = Jumlah air pendingin yang diperlukan = 28.911,1567 kg/jam

T_1 = Temperatur air pendingin masuk = 20°C = 68°F

T_2 = Temperatur air pendingin keluar = 40°C = 104°F

Maka :

$$W_e = 0,00085 \times 28.911,1567 \times (104-68) = 884,681 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena drift loss biasanya 0,1 – 0,2 % dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry, 1999). Diperkirakan drift loss 0,2 %, maka :

$$W_d = 0,002 \times 884,681 \text{ kg/jam} = 1,769 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang *blowdown* bergantung pada jumlah siklus sirkulasi air pendingin, biasanya antara 3 – 5 siklus (Perry, 1999). Diperkirakan 5 siklus, maka

$$W_b = \frac{W_e}{s-1} = \frac{884,681 \text{ kg/jam}}{5-1} = 221,170 \text{ kg/jam}$$

Sehingga air tambahan yang diperlukan

$$= (7.981,0697 + 884,681 + 1,769 + 221,170) \text{ kg/jam}$$

$$= 9.088,691 \text{ kg/jam}$$

7.1.3. Air Untuk Berbagai Kebutuhan

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air sebagai berikut:

- Air untuk karyawan

Air untuk karyawan berkisar antara 75 – 150 liter/orang.hari

(Sularso, 2004)

Diambil: 100 liter/orang.hari

Jumlah karyawan shift 150 orang

$$= 150 \text{ karyawan} \times \frac{100 \text{ liter}}{\text{hari.karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 625 \text{ liter/jam}$$

- Kantin

Pengunjung kantin sebanyak 100 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 4 jam/hari

$$= 100 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari.karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 250 \text{ liter/jam}$$

- Poliklinik

Pengunjung poliklinik sebanyak 50 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 4 jam/hari

$$= 50 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari.karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 125 \text{ liter/jam}$$

- Laboratorium & QC

Dirancang kebutuhan air untuk memenuhi 10 orang karyawan dan masing-masing mendapatkan 10 liter/orang.

$$= 10 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari.karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 25 \text{ liter/jam}$$

- Masjid

Pengunjung masjid sebanyak 120 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 2 jam/hari

$$= 120 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari.karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{2 \text{ jam}}$$

$$= 600 \text{ liter/jam}$$

Tabel 7.1 Pemakaian Air untuk Berbagai Kebutuhan

NO	Kebutuhan	Jumlah air (kg/jam)
1	Karyawan	625
2	Laboratorium	25
3	Kantin dan Tempat Ibadah	850
4	Poliklinik	125
	Total	1.625

Maka total kebutuhan air yang diperlukan pada pengolahan awal tiap jamnya adalah :

$$= 28.911,16 + 9.088,691 + 1.625,000 = 39.624,848 \text{ kg/jam}$$

Densitas air pada 30°C = 997,08 kg/m³(App A-2.3, Geankoplis, 1977)

$$\text{Debit air} = \frac{39.624,848 \text{ kg/jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{1000 \text{ liter}}{1 \text{ m}^3}$$

$$= 11,039 \text{ liter/detik} = 0,011 \text{ m}^3/\text{s}$$

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (water intake) yang merupakan tempat pengolahan air. Pengolahan air pada pabrik ini terdiri dari beberapa tahap, yaitu:

1. Screening

Pengendapan merupakan tahap awal dari pengolahan air. Pada screening, partikel – partikel padat yang besar akan mengendap secara gravitasi tanpa bantuan bahan kimia sedangkan partikel – partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya.

2. Klarifikasi

Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan di dalam air. Air dari screening dialirkan kedalam clarifier setelah diinjeksikan larutan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan larutan soda abu (Na_2CO_3). Larutan alum berfungsi sebagai koagulan utama dan larutan soda abu sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dengan penyesuaian pH (basa) dan bereaksi substitusi dengan ion-ion logam membentuk senyawaan karbonat yang kurang/tidak larut.

Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok – flok yang akan mengendap ke dasar clarifier karena gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (overflow) yang selanjutnya akan masuk ke tangki utilitas yang selanjutnya akan masuk ke penyaring pasir (sand filter) untuk penyaringan (filtrasi).

Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah, perbandingan pemakai alum dan abu soda = 1 : 0,54 (Baumann, 1971).

Perhitungan alum dan abu soda yang diperlukan :

Total kebutuhan air	: 39.624,848 kg/jam
Pemakaian larutan alum	: 50 ppm
Pemakaian larutan abu soda	: $0,54 \times 50 = 27$ ppm
Larutan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ yang dibutuhkan	: $50 \cdot 10^{-6} \times 39.624,848$ kg/jam = 1,981 kg/jam
Larutan abu soda Na_2CO_3 yang dibutuhkan	: $27 \cdot 10^{-6} \times 39.624,848$ kg/jam = 1,070 kg/jam

3. Filtrasi

Filtrasi bertujuan untuk memisahkan flok dan koagulan yang masih terikat bersama air. Pada proses ini juga dilakukan penghilangan warna air dengan menambahkan karbon aktif pada lapisan pertama yaitu lapisan pasir. Penyaring pasir (*sand filter*) yang digunakan terdiri dari 3 lapisan yaitu :

- a. Lapisan I terdiri dari pasir hijau (*green sand*) setinggi 24 in = 60,96 cm
- b. Lapisan II terdiri dari antrasit setinggi 12,5 in = 31,75 cm
- c. Lapisan III terdiri dari batu kerikil (*gravel*) setinggi 7 in = 17,78 cm (Metcalf & Eddy 1991)

Bagian bawah alat penyaring dilengkapi dengan strainer sebagai penahan. Selama pemakaian, daya saring sand filter akan menurun. Untuk itu diperlukan regenerasi secara berkala dengan cara pencucian balik (*back washing*). Dari sand filter, air dipompakan ke menara air sebelum didistribusikan untuk berbagai kebutuhan.

Untuk air proses, masih diperlukan pengolahan lebih lanjut yaitu proses demineralisasi (*softener*) dan deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin, dan tempat ibadah, serta poliklinik, dilakukan proses klorinasi yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman - kuman di dalam air. Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit, $\text{Ca}(\text{ClO})_2$.

Perhitungan kebutuhan kaporit, $\text{Ca}(\text{ClO})_2$:

Total kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi : 1.625,000 kg/jam

Kaporit yang digunakan direncanakan mengandung klorin 70 %

Kebutuhan klorin : 2 ppm dari berat air(Gordon, 1968)

Total kebutuhan kaporit : $(2 \cdot 10^{-6} \times 1.625,000) / 0,7 = 0,005$ kg/jam

4. Demineralisasi

Air untuk umpan ketel dan proses harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut. Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi, yaitu proses penghilangan ion-ion terlarut dari dalam air. Alat demineralisasi dibagi atas:

- a. Penukar Kation (*Cation Exchanger*)

Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang larut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bermerek Daulite C-20.

b. Penukar Anion (*Anion Exchanger*)

Berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroksida dan resin. Resin yang digunakan bermerek Dowex 2.

Perhitungan Kesadahan

Pehitungan Kation

Air mengandung kation Ca^{2+} , Mg^{2+} , Al^{3+} masing-masing 20,790 mg/l; 26,290 mg/l; 0,004 mg/l. (William, 1986)

$$\begin{aligned} \text{Total konsentrasi kation} &= 20,790 \text{ mg/l} + 26,290 \text{ mg/l} + 0,004 \text{ mg/l} \\ &= 47,084 \text{ mg/l} = 0,0124 \text{ gr/gal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang diolah} &= 39.624,848 \text{ kg/jam} \\ &= 10.498,351 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan air olahan} &= 0,0124 \text{ gr/gal} \times 10.498,351 \text{ gal/jam} \times 24 \\ &\quad \text{jam/hari} \\ &= 3,124 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Ukuran Cation Exchanger

$$\text{Jumlah air yang diolah} = 39.624,848 \text{ gal/jam}$$

$$\text{Total kesadahan air} = 3,124 \text{ kg/hari}$$

Dari tabel 12.4, Nalco (1979), diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft²
- Jumlah penukar kation = 1 unit

Volume resin yang diperlukan

Dari tabel 12.2, Nalco (1979), diperoleh:

- Kapasitas resin = 20 kg/ft³
- Kebutuhan regenerant = 6 lb NaCl / ft³ resin

$$\text{Kebutuhan resin} = \frac{3,124 \text{ kg/hari}}{20 \text{ kg/ft}^3} = 0,156 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\text{Direncanakan tinggi resin} = 2,5 \text{ ft} \quad (\text{Nalco, 1979})$$

$$\text{Volume resin} = 2,5 \text{ ft} \times 3,14 \text{ ft}^2 = 7,85 \text{ ft}^3$$

$$\text{Waktu regenerasi} = \frac{7,85 \times 20}{3,124} = 50,251 \text{ hari} = 50 \text{ hari}$$

$$\text{Kebutuhan regenerant H}_2\text{SO}_4 = 3,124 \text{ kg/jam} \times \frac{6 \text{ lb/ft}^3}{20 \text{ kg/ft}^3}$$

$$= 0,937 \text{ lb/hari}$$

$$= 0,425 \text{ kg/hari}$$

Perhitungan Anion

Air mengandung anion Cl^- , SO_4^{2-} , bikarbonat masing-masing 11,08 mg/l; 99,36 mg/l dan 84,520 mg/l. (William, 1986)

$$\begin{aligned} \text{Total konsentrasi kation} &= 11,08 \text{ mg/l} + 99,36 \text{ mg/l} + 84,520 \text{ mg/l} \\ &= 194,96 \text{ mg/l} = 0,0515 \text{ gr/gal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total anion dalam air} &= 0,0515 \text{ gr/gal} \times 10.498,351 \text{ gal/jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 12,976 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Ukuran Anion Exchanger

$$\text{Jumlah air yang diolah} = 10.498,351 \text{ gal/jam}$$

$$\text{Total kesadahan air} = 3,124 \text{ kg/hari}$$

Dari tabel 12.4, Nalco (1979), diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft²
- Jumlah penukar kation = 1 unit

Volume resin yang diperlukan

Dari tabel 12.7, Nalco (1979), diperoleh:

Volume resin yang diperlukan

$$\text{- Kapasitas resin} = 12 \text{ kg/ft}^3$$

$$\text{- Kebutuhan regenerant} = 5 \text{ lb NaOH} / \text{ft}^3 \text{ resin}$$

$$\text{Kebutuhan resin} = \frac{12,976}{12} = 1,081 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\text{Direncanakan tinggi resin} = 2,5 \text{ ft} \quad (\text{Nalco, 1979})$$

$$\text{Volume resin} = 2,5 \text{ ft} \times 3,14 \text{ ft}^2 = 7,85 \text{ ft}^3$$

$$\text{Waktu regenerasi} = \frac{7,85 \times 12}{12,976} = 7,260 \text{ hari} = 7 \text{ hari}$$

$$\text{Kebutuhan regenerant NaOH} = 12,976 \times \frac{5}{12} = 5,407 \text{ kg/hari} = 2,452 \text{ lb/hari}$$

5. Deaerasi

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air dan menghilangkan gas terlarut yang keluar dari alat penukar ion (ion exchanger) sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Air hasil demineralisasi dikumpulkan pada tangki air umpan ketel sebelum dipompakan ke deaerator.

Pada proses deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O_2 dan CO_2 dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan korosi. Selain itu deaerator juga berfungsi sebagai

preheater, mencegah perbedaan suhu yang mencolok antara air make-up segar dengan suhu air dalam boiler. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan pemanas listrik.

7.2. Unit Pembangkit Steam

Uap digunakan dalam pabrik sebagai media pemanas alat-alat perpindahan panas. Steam diproduksi dalam ketel. Perhitungan kebutuhan steam pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 7.2 di bawah ini :

Tabel 7.2 Kebutuhan Uap Sebagai Media Pemanas Pada Berbagai Alat

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Steam (kg/jam)
1.	Kolom <i>Splitting</i>	SP-01	441,670
2.	<i>Heater 1</i>	HE-01	7,346
3.	<i>Heater 2</i>	HE-02	13.593,678
4.	<i>Heater 3</i>	HE-03	9,574
Total			14.052,268

Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 30 % (Perry, 1999) maka :
 Total steam yang dibutuhkan = (1 + faktor keamanan) x Kebutuhan uap
 = (1,3) x 14.052,268 kg/jam = 18.267,948 kg/jam.

Diperkirakan 80% kondensat dapat digunakan kembali (Evans,1978), sehingga:
 Kondensat yang digunakan kembali = 80% × 18.267,948 kg/jam
 = 14.614,359 kg/jam
 Kebutuhan air tambahan untuk ketel = 20% x 14.614,359kg/jam
 = 2.922,872 kg/jam

7.3. Unit Pembangkit Listrik

Tabel 7.3 Perincian Kebutuhan Listrik

No	Bangunan	Luas, m ²	Luas, ft ²	F	U	D	F/U.D
1.	Pos keamanan	40	430,556	10	0,55	0,75	10.437,72
2.	Kantor	1.200	12.916,68	10	0,55	0,75	313.131,36
3.	Area parkir	150	1.614,585	30	0,59	0,75	109.463,4
4.	Area bahan baku	5.000	53.819,5	10	0,55	0,75	1.304.715
5.	Area proses	5.500	59.201,45	10	0,55	0,75	1.435.187
6.	Area produk	500	5.381,95	20	0,42	0,75	341.711,1
7.	Kantin	250	2.690,975	30	0,59	0,75	182.439
8.	Bengkel	400	4.305,56	20	0,59	0,75	194.601,6

9.	Klinik	250	2.690,975	40	0,56	0,75	256.283,3
10.	Taman	70	753,473	10	0,55	0,75	18.266,01
11.	Tempat kumpul darurat	200	2.152,78	40	0,56	0,75	205.026,7
12.	Aula	1.000	10.763,9	40	0,56	0,75	1.025.133
13.	Jalan	1.500	16.145,85	10	0,55	0,75	391.414,5
14.	Unit pembangkit listrik	400	4.305,56	10	0,55	0,75	104.377,2
15.	Unit distribusi air	250	2.690,975	20	0,42	0,75	170.855,6
16.	Unit pemadam kebakaran	1.000	10.763,9	40	0,56	0,75	1.025.133
17.	Ruang kontrol proses	2.500	26.909,75	10	0,55	0,75	652.357,6
18.	Laboratorium	600	6.458,34	20	0,42	0,75	410.053,3
19.	Masjid	170	1.829,863	30	0,59	0,75	124.058,5
20.	Limbah	600	6.458,34	20	0,42	0,75	410.053,3
21.	Perumahan	1.200	12.916,68	40	0,56	0,75	1.230.160
22.	Ruang alat	500	5.381,95	20	0,42	0,75	341.711,1
TOTAL		23.280	250.583,592				

Kebutuhan Listrik Alat Proses = 162 Hp

Kebutuhan Listrik Alat Utilitas = 25 Hp

Jumlah lumen :

a. untuk penerangan bagian dalam ruangan = 10.256.570,1 lumen

b. untuk penerangan bagian luar ruangan (jalan, taman, dan area perluasan)
= 519.143,9 lumen

Untuk semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan lampu *fluorescent 40 Watt*, satu buah lampu *instant starting daylight 40 W* mempunyai 1.920 lumen. (Tabel 18 Perry 6th ed.)

Jadi jumlah lampu dalam ruangan = $10.256.570,1 / 1.920$
= 5.342 buah

Untuk penerangan bagian luar ruangan digunakan lampu *mercury 100 Watt*, lumen *output* tiap lampu adalah 3.000 lumen. (Perry 6th ed., 1994) Jadi, jumlah lampu luar ruangan = $519.143,9 / 3.000$

= 173,04 buah

Total daya penerangan = $(40 \text{ W} \times 5.163 + 100 \text{ W} \times 173,04)$

= 223.824W

= 223,824 KW

= 300 Hp

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan listrik} &= 162 \text{ Hp} + 25 \text{ Hp} + 300 \text{ Hp} = 487 \text{ Hp} \\ &= 487 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW/ Hp} = 363,156 \text{ kW}\end{aligned}$$

Efisiensi generator 80 % (Perry,1999), maka :

$$\text{Daya output generator} = \frac{363,156}{0,8} = 453,945 \text{ kW}$$

Untuk perancangan disediakan 2 unit diesel generator (1 unit cadangan) dengan spesifikasi tiap unit sebagai berikut :

1. Jenis Keluaran : AC
2. Kapasitas : 1000 kW
3. Tegangan : 220 – 260 Volt
4. Frekuensi : 50 Hz
5. Tipe : 3 fase
6. Bahan bakar : Solar

7.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk ketel uap dan pembangkit tenaga listrik (generator) adalah minyak solar karena mempunyai nilai bakar yang tinggi.

Kebutuhan bahan bakar untuk generator adalah sebagai berikut :

Nilai bahan bakar solar : 19.860 Btu/lbm(Perry, 1999)

Densitas bahan bakar solar : 0,89 kg/L(Perry, 1999)

$$\begin{aligned}\text{Daya generator} &= 453,945 \text{ kW (Data Total Kebutuhan Listrik)} \\ &= 1.548.924,37 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

Jumlah Bahan Bakar (solar)

$$= \frac{1.548.924,37 \text{ Btu/jam}}{19.860 \text{ Btu/lbm}} \times 0,45359 \text{ kg/lb} = 35,376 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Solar} = \frac{44,457 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/L}} = 39,749 \text{ Liter / jam}$$

Untuk bahan bakar ketel uap

$$\text{Uap yang dihasilkan ketel uap} = 18.267,948 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Panas laten steam pada } 125^{\circ}\text{C, } \lambda &= 551,2225 \text{ kkal/kg (Reklaitis,1983)} \\ &= 2.187,3909 \text{ Btu/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panas yang dibutuhkan} &= 18.267,948 \text{ kg/jam} \times 2.187,3909 \text{ Btu/kg} \\ &= 39.959.144,092 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah bahan bakar} &= (39.959.144,092 \text{ Btu/jam}) / (261,573 \text{ Btu/ft}^3) \\ &= 152.764,789 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 584,024 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

7.5. Unit Pengolahan Limbah

Setiap kegiatan industri selain menghasilkan produk juga menghasilkan limbah. Limbah industri perlu ditangani secara khusus sebelum dibuang ke lingkungan sehingga dampak buruk dari limbah yang mengandung zat – zat membahayakan tidak memberikan dampak buruk ke lingkungan maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah.

Sumber – sumber limbah pada pabrik pembuatan gliserol meliputi :

1. Limbah cair-padat hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran – kotoran yang melekat pada peralatan pabrik

2. Limbah dari pemakaian air domestik

Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan limbah cair.

3. Limbah cair dari laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan – bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan serta digunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

Perhitungan untuk Sistem Pengolahan Limbah

Diperkirakan jumlah air buangan pabrik adalah sebagai berikut :

1. Pencucian peralatan pabrik

Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik sebesar 500 liter/jam (Metcalf & Eddy, 1991)

2. Domestik dan Kantor

Diperkirakan air buangan tiap orang untuk :

- Domestik = 10 ltr/hari(Metcalf & Eddy, 1991)

- Kantor = 20 ltr/hari(Metcalf & Eddy, 1991)

Jadi, jumlah limbah domestik dan kantor :

$$= 150 \times (20 + 10) \text{ ltr/hari} \times 1 \text{ hari} / 24 \text{ jam} = 187,5 \text{ ltr/jam}$$

3. Laboratorium

Limbah cair dari laboratorium sebesar 20 liter/jam (Metcalf & Eddy, 1991)

$$\text{Total buangan air} = 500 + 187,5 + 50 = 737,5 \text{ liter/jam} = 0,737 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Limbah pabrik yang mengandung bahan organik mempunyai pH = 5 (Hammer, 1998). Limbah pabrik yang terdiri dari bahan – bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6. Untuk menetralkan limbah digunakan soda abu (Na_2CO_3). Kebutuhan Na_2CO_3 untuk menetralkan pH air limbah adalah 0,15 gr Na_2CO_3 / 30 ml air (Kep – 42/MENLH/10/1998).

Jumlah air buangan = 737,5 ltr/jam.

Kebutuhan Na_2CO_3 :

$$\begin{aligned} &= (737,5 \text{ ltr/jam}) \times (12 \text{ mg/l}) \times (1 \text{ kg}/10^6 \text{ mg}) \\ &= 0,009 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

7.5.1. Bak Penampungan (BP)

Fungsi : Tempat menampung air buangan sementara

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Laju volumetrik air buangan = 0,737 m^3/jam

Waktu penampungan air buangan = 10 hari

$$\text{Volume air buangan} = 0,737 \times 10 \times 24 = 176,880 \text{ m}^3$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90 % bagian

$$\text{Volume bak (v)} = \frac{176,880}{0,9} = 196,533 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{- Panjang bak (p)} = 2 \times \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{- Tinggi bak (t)} = \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{Maka : volume bak} = p \times l \times t$$

$$196,533 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

$$l = 4,615 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{panjang bak (p)} = 2 \times l = 2 \times 4,615 = 9,229 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak (l)} = 4,615 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak (t)} = 4,615 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak} = 42,589 \text{ m}^2$$

7.5.2. Bak Pengendapan Awal

Fungsi : Menghilangkan padatan dengan cara pengendapan

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Laju volumetrik air buangan = 0,737 $\text{m}^3/\text{jam} = 17,688 \text{ m}^3/\text{hari}$

Waktu tinggal air buangan = 2 hari = 0,083 hari(Perry, 1997)

Volume air buangan = $17,688 \text{ m}^3/\text{hari} \times 2 \text{ hari} = 35,376 \text{ m}^3$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90 % bagian.

Volume bak (v) = $\frac{35,376}{0,9} = 39,307 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

- Panjang bak (p) = 2 x Lebar bak (l)

- Tinggi bak (t) = Lebar bak (l)

Maka : volume bak = p x l x t

$39,307 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$

$l = 2,699 \text{ m}$

Sehingga,

Panjang bak (p) = $2 \times l = 2 \times 2,699 = 5,397 \text{ m}$

Lebar bak (l) = 2,699 m

Tinggi bak (t) = 2,699 m

Luas bak = $14,565 \text{ m}^2$

7.5.3. Bak Netralisasi

Fungsi : Tempat menetralkan pH limbah

Laju volumetrik air buangan = $0,737 \text{ m}^3/\text{jam}$

Waktu penampungan air buangan = 3 hari

Volume air buangan = $0,737 \times 3 \times 24 = 53,064 \text{ m}^3$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90 % bagian

Volume bak (v) = $\frac{53,064}{0,9} = 58,960 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

- Panjang bak (p) = 2 x Lebar bak (l)

- Tinggi bak (t) = Lebar bak (l)

Maka : volume bak = p x l x t

$58,960 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$

$l = 3,089 \text{ m}$

Sehingga,

panjang bak (p) = $2 \times l = 2 \times 3,089 = 6,178 \text{ m}$

Lebar bak (l) = 3,089 m

Tinggi bak (t) = 3,089 m

Luas bak = $19,086 \text{ m}^2$

7.5.4. Pengolahan Limbah dengan Sistem Activated Sludge (Lumpur Aktif)

Proses lumpur aktif merupakan proses aerobis di mana flok biologis (lumpur yang mengandung biologis) tersuspensi di dalam campuran lumpur yang mengandung O_2 . Biasanya mikroorganisme yang digunakan merupakan kultur campuran. Flok biologis ini sendiri merupakan makanan bagi mikroorganisme ini sehingga akan diresirkulasi kembali ke tangki aerasi.

Data :

$$\text{Laju volumetrik (Q)} = 0,737 \text{ m}^3/\text{jam} = 737 \text{ Ltr/jam} = 17,688 \text{ Ltr/hari}$$

$$\text{BOD}_5 (S_0) = 783 \text{ mg/Ltr} \dots\dots(\text{Beckart Environmental, Inc.,2004})$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 95 \% \dots\dots\dots(\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$\text{Koefisien cell yield (Y)} = 0,8 \text{ mg VSS/mg BOD}_5 \dots\dots (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$\text{Koefisien endogenous decay (Kd)} = 0,025 / \text{hari} \dots\dots\dots(\text{Metcalf \& Eddy,1991})$$

$$\text{Mixed liquor suspended solid} = 441 \text{ mg/Ltr} (\text{Beckart Environmental, Inc.,2004})$$

$$\text{Mixed liquor volatile suspended solid (x)} = 353 \text{ mg/Ltr} (\text{Beckart Environmental, Inc.,2004})$$

Direncanakan:

$$\text{Waktu tinggal sel } (\theta_c) = 10 \text{ hari}$$

1. Penentuan BOD Effluent (S)

$$E = \frac{S_0 - S}{S_0} \times 100 \dots\dots\dots(\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$95 = \frac{783 - S}{783} \times 100 = 12,50 \text{ mg/Ltr}$$

$$S = 39,15$$

2. Penentuan Volume Bak Aerasi (Vr)

$$V_r = \frac{\theta_c \times Q \times Y (S_0 - S)}{X ((1 + kd) \times 10)} \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$V_r = \frac{(10 \text{ hari}) \times (18,000 \frac{\text{Ltr}}{\text{hari}}) \times (0,8) \times (783 - 39,15)}{(353 \frac{\text{mg}}{\text{Ltr}}) ((1 + 0,025) \times 10)}$$

$$V_r = 29.603,925 \text{ Liter} = 29,604 \text{ m}^3$$

3. Penentuan Ukuran Bak Aerasi

Direncanakan :

$$\text{Panjang bak aerasi (p)} = 2 \times \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{Tinggi bak aerasi (t)} = \text{Lebar bak (l)}$$

Maka volume bak adalah :

$$V = p \times l \times t$$

$$29,604 \text{ m}^3 = 2 \times l \times 1$$

$$l = 2,455 \text{ m}$$

Jadi, ukuran kolam aerasi sebagai berikut :

$$\text{Panjang (p)} = 2 \times 2,455 = 4,911 \text{ m}$$

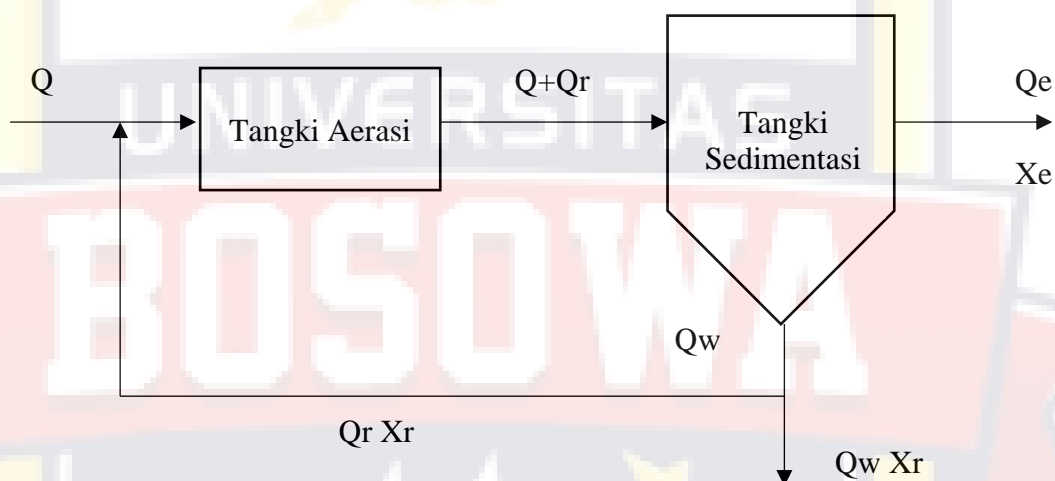
$$\text{Tinggi (t)} = 1 = 2,455 \text{ m}$$

Faktor kelonggaran = 0,5 m diatas permukaan air.

(Metcalf & Eddy, 1991)

$$\text{Tinggi} = 0,5 + 2,455 = 2,955 \text{ m}$$

4. Penentuan Jumlah Flok yang Diresirkulasi (Q_r)



Asumsi :

$$Q_e = Q = 31.700,4 \text{ gal/hari}$$

X_e = Konsentrasi volatile suspended solid pada effluent

(X_e diperkirakan 0,1 % dari konsentrasi volatile suspended solid pada tangki aerasi) (Metcalf & Eddy, 1991)

$$X_e = 0,001 \cdot X = 0,001 \times (353 \text{ mg/l}) = 0,353 \text{ mg/l}$$

X_r = Konsentrasi volatile suspended solid pada waste sludge

(X_r diperkirakan 99,9 % dari konsentrasi volatile suspended solid pada tangki aerasi) (Metcalf & Eddy, 1991)

$$X_r = 0,999 \cdot X = 0,999 \times (353 \text{ mg/l}) = 352,647 \text{ mg/l}$$

$$P_x = Q_w \times X_r \dots\dots\dots(\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$P_x = Y_{obs} \times Q \times (S_o - S) \dots\dots\dots(\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

Dimana :

P_x = Net waste activated sludge yang diproduksi setiap hari (kg/hari)

Y_{obs} = Observed yield (gr/gr)

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1+(K_d \times \theta_c)} = \frac{0,8}{1+(\frac{0,025}{hari})(10 \text{ hari})} = 0,64$$

P_x = $Y_{obs} \times Q \times (S_o - S)$

$$= (0,64) \times (31.700,4 \text{ m}^3/\text{hari}) \times (783 - 39,15) \text{ mg/Ltr}$$

$$= 15.091.419,2256 \text{ m}^3 \cdot \text{mg/l.hari}$$

Neraca massa pada tangki sedimentasi

Akumulasi = jumlah massa masuk – jumlah massa keluar

$$0 = (Q + Q_r) X - Q_e X_e - Q_w X_r$$

$$0 = QX + Q_r X - Q(0,001X) - P_x$$

$$Q_r = \frac{QX(0,001-1)+P_x}{X}$$

$$= 11.083,1962 \text{ gal/hari} = 41,9548 \text{ m}^3/\text{hari}$$

5. Penentuan waktu tinggal di bak aerasi (θ)

$$\theta = \frac{V_r}{Q+Q_r}$$

$$= 0,9933 \text{ hari} = 1 \text{ hari}$$

6. Penentuan daya yang dibutuhkan

Tipe aerator yang digunakan : Surface aerator

Kedalaman air : 7,2986 m

Daya aerator yang digunakan: 10 Hp (Tabel 10 – 11, Metcalf & Eddy, 1991)

7.5.5. Tangki Sedimentasi

Fungsi : Mengendapkan flok biologis dari tangki aerasi dan sebagian diresirkulasi kembali ke tangki aerasi

$$\text{Laju volumetrik air} = (31.700 + 11.083,1962) \text{ gal/hari}$$

$$= 42.783,5962 \text{ gal/hari} = 161,9548 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Diperkirakan kecepatan overflow maksimum = $33 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}$ (Perry, 1999)

Waktu tinggal air = 2 jam = 0,083 hari(Perry, 1999)

Volume tangki (V) = $161,9548 \text{ m}^3/\text{hari} \times 0,083 \text{ hari} = 13,49623 \text{ m}^3$

Luas tangki (A) = $(161,9548 \text{ m}^3/\text{hari}) / (33 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari})$

$$= 4,907 \text{ m}^2$$

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

D = $(4A/\pi)^{1/2}$

$$= (4 \times 4,9077 / 3,14)^{1/2} = 3,1259 \text{ m}$$

Kedalaman tangki, H = $V/A = 13,4962 / 4,9077 = 2,75 \text{ m}$

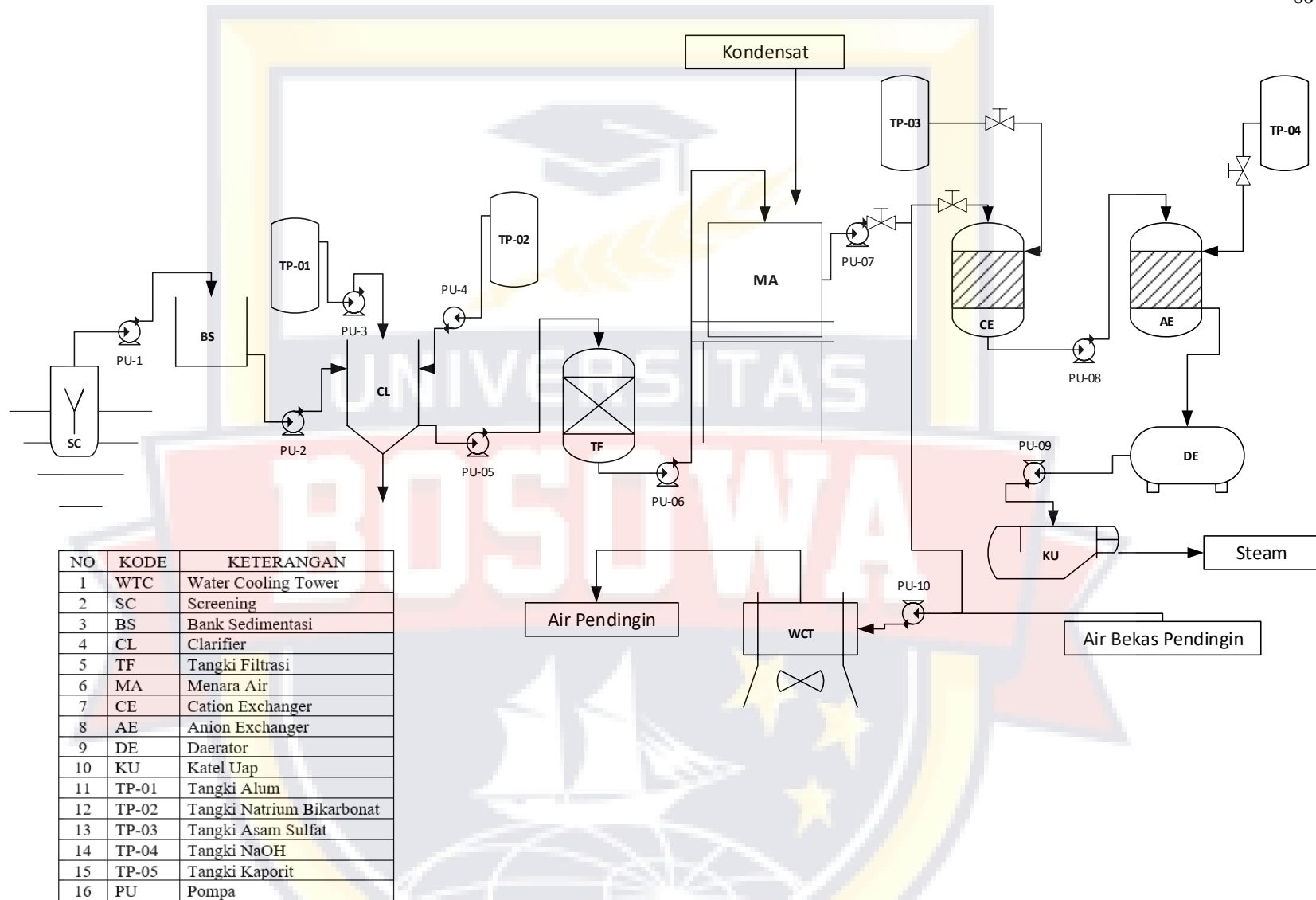
Diperkirakan faktor kelonggaran tangki 30%

Maka: Tinggi tangki = $H \times 1,3$

$$= 2,75 \times 1,3$$

$$= 3,575 \text{ m}$$





Gambar 7.1 Skema Pengolahan Air Sungai

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

8.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting dan menentukan keberhasilan pabrik yang akan didirikan. Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun dalam penentuan kelangsungan hidupnya. Penentuan lokasi pabrik yang tepat perlu pertimbangan berdasarkan aspek-aspek teknis dan ekonomis.

Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan memberikan keuntungan untuk perluasan.

Dalam hal ini ada dua faktor untuk menentukan lokasi pabrik yaitu :

1. Faktor Utama

a. Letak pabrik terhadap sumber bahan baku.

Bahan baku dalam proses pengolahan merupakan faktor yang sangat penting dalam pemilihan lokasi yang tepat. Dilihat dari segi bahan baku maka suatu pabrik sebaiknya didirikan di daerah sumber bahan baku tersebut tersedia sehingga pengadaannya dengan mudah dapat diatasi.

b. Pemasaran.

Pemasaran adalah faktor yang perlu mendapat perhatian dalam suatu industri, karena berhasil tidaknya masalah pemasaran sangatlah menentukan besarnya penghasilan industri tersebut.

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- 1) Dimana hasil produksi harus dipasarkan.
- 2) Berapa kemampuan daya serap pasar dan bagaimana pemasaran di masa yang akan datang.
- 3) Pengaruh persaingan masa sekarang dan yang akan datang.
- 4) Jarak pasaran dan lokasi pabrik serta cara mencapai daerah pemasaran.

c. Tenaga listrik dan bahan bakar.

Mengenai tenaga listrik dan bahan bakar sehubungan dengan lokasi pabrik, maka diusahakan unit pembangkit tenaga listrik sendiri atau dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- 1) Bagaimana kemungkinan pengadaan terhadap tenaga listrik di lokasi pabrik dan kemungkinan memperoleh tenaga listrik dari PLN.
- 2) Berapa harga listrik dan bahan bakar.
- 3) Kapasitas persediaan yang ada waktu sekarang dan yang akan datang.
- 4) Kemungkinan terjadinya polusi udara.

d. Tenaga Kerja

Sebelum menentukan lokasi pabrik, masalah tenaga kerja perlu diadakan peninjauan, karena jangan sampai masalah ini dapat menghambat kerja pabrik. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- 1) Mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja serta bagaimana kondisi sosial buruh di daerah tersebut.
- 2) Jarak antara tempat tinggal tenaga kerja dengan lokasi pabrik.

e. Undang-undang dan peraturannya.

Hal-hal yang perlu ditinjau dalam undang-undang dan peraturannya adalah:

- 1) Bagaimana ketentuan mengenai penentuan daerah industri.
- 2) Ketentuan mengenai penggunaan jalan umum yang ada.
- 3) Ketentuan lain yang umum mengenai industri di daerah tersebut.

f. Karakteristik lokasi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam karakteristik dari lokasi adalah :

- 1) Susunan tanahnya, daya dukung tanah terhadap pondasi bangunan pabrik, pondasi jalan serta pengaruh terhadap air.
- 2) Penyediaan tanah untuk keperluan pendirian unit baru.

2. Faktor khusus, meliputi :

a. Transportasi

Faktor transportasi perlu mendapat perhatian dalam penentuan lokasi yang tepat, baik antara bahan dasar maupun produk-produk yang dihasilkan. Fasilitas-fasilitas yang perlu ada :

- 1) Sungai/laut yang dapat dilalui kapal pengangkut serta pelabuhan yang ada.
- 2) Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan dengan jarak terpendek.

Pada dasarnya adalah kelancaran suplai bahan baku dan pendistribusian produk dapat dijamin dengan biaya yang relatif murah dan dalam waktu yang cepat.

b. *Waste Disposal*

Mengenai *waste disposal*, apakah sudah tersedia tempat pembuangan. Bila buangan pabrik berbahaya bagi kegiatan dan kehidupan sekitarnya, maka harus diperhatikan :

- 1) Hukum dan peraturan *waste disposal* yang ada.
- 2) Kemungkinan pembuangan ke dalam aliran sungai atau cairan yang ada.

c. Sumber Air

Sumber air adalah kebutuhan yang sangat mutlak untuk memenuhi kebutuhan proses dan operasi pendinginan, keperluan sanitasi karyawan, pembersihan pabrik, keperluan menjaga kebakaran dan lain-lain. Kebutuhan air dapat diperoleh dengan dua macam cara yaitu :

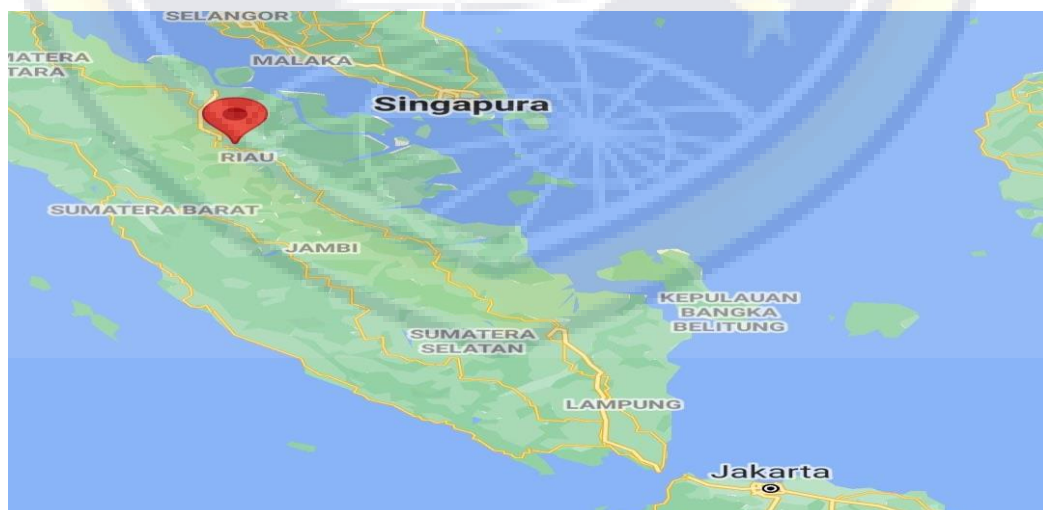
- 1) Langsung dari sumber mata air dan sungai.
- 2) Dari Perusahaan Daerah Air Minum (PDAM).

Apabila kebutuhan air sangat besar, pengambilan air dari sumber air/sungai adalah lebih ekonomis, walaupun penyediaan air sudah terpenuhi tetapi harus diperhatikan sampai seberapa jauh sumber itu dapat melayani kebutuhan pabrik dan bagaimana kualitas air baku yang dapat disediakan.

d. Iklim alam sekitar

Hal yang perlu mendapatkan perhatian adalah kondisi alam, karena kondisi alam yang menyulitkan konstruksi akan memperbesar biaya konstruksi.

Berdasarkan faktor-faktor diatas, maka Pemilihan lokasi pabrik yang akan didirikan adalah di Riau, Kepulauan Riau.



(sumber: Maps.google, 2022)

Gambar 8.1 Lokasi Pabrik didirikan

Dasar-dasar pertimbangan pemilihan lokasi ini adalah :

1. Sumber bahan baku

Klaster industri sawit tepatnya terletak di Provinsi Riau, alasan kuat klaster industri sawit dibangun didaerah ini karena wilayah Provinsi Riau tercatat memiliki kontribusi terbesar dalam produksi CPO di Indonesia. Tercatat pada tahun 2020 produksi CPO Riau mencapai 9.775.672 juta ton atau mencapai 21,47% dari total produksi CPO Indonesia. Provinsi Riau memiliki pabrik kelapa sawit (PKS) sebanyak 137 unit, dan terdapat 29 unit PKS nonkebun yang menampung produksi perkebunan rakyat (Statistik Perkebunan Indonesia Komoditas Kelapa Sawit Tahun 2018-2020).

2. Letak

Secara astronomis, Propinsi Riau terletak di 1°31'-2°25' LS dan 100°-105°BT serta 6°45'-1°45' BB. Pada atlas indonesia, dapat dilihat letak propinsi Riau yang sangat strategis, yaitu dekat dengan Selat Malaka, yang merupakan pintu gerbang perdagangan Asia Tenggara khususnya, dekat dengan Pulau Batam yang terkenal dengan pusat industri, dekat dengan negara Malaysia dan Singapura yang merupakan negara tetangga terdekat yang mempunyai banyak industri. Dilihat dari letaknya yang banyak berdekatan dengan lokasi industri yang lain, sangat menguntungkan bila didirikan pabrik di daerah Riau, akan lebih memudahkan untuk pemasaran produk, baik ekspor maupun impor.

3. Fasilitas transportasi

d. Transportasi Darat

Sebagian besar wilayah Riau tampak dataran rendah. Sehingga, untuk transportasi darat berupa jalan raya sudah cukup memadai. Distribusi produk melalui darat dapat dilakukan, terutama untuk pemasaran produk Asam lemak ke daerah-daerah yang dapat dijangkau dengan jalur darat.

e. Transportasi Laut

Riau memiliki pelabuhan laut utama, yaitu Pelabuhan Bengkalis, yang letaknya di ujung utara Propinsi Riau, di Selat Malaka. Adanya pelabuhan ini memudahkan untuk distribusi produk Asam lemak.

f. Transportasi Udara

Fasilitas transportasi udara yang ada di Riau adalah Bandar Udara Simpang Tiga yang berada di ibu kota Provinsi Riau, Pekanbaru. Dengan memanfaatkan

fasilitas transportasi udara dapat juga memperlancar distribusi produk asam lemak.

4. Tenaga kerja

Riau merupakan salah satu daerah yang menjadi tujuan bagi para tenaga kerja, karena letak Riau yang begitu strategis sebagai kawasan industri Sumatera. Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.

5. Utilitas

Fasilitas utilitas meliputi penyediaan air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi dengan listrik dari genset. Untuk sarana penyediaan air dapat diperoleh dari air sungai. Di Propinsi Riau banyak terdapat sungai, seperti Sungai Rokan, Sungai Tapung, Sungai Mandau, Sungai Batang Inderagiri, Sungai Siak, Sungai Kampar dan masih banyak lagi.

8.2 Tata Letak Pabrik

Dasar perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mempermudah dan memperoleh tata bentuk letak yang memberikan efisiensi tinggi dalam setiap kegiatan operasi. Dalam tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai adalah :

1. Memberikan garis kerja bagi karyawan
2. Memberikan efisiensi kerja bagi karyawan
3. Memberikan keselamatan kerja yang lebih baik
4. Memudahkan pemeliharaan dan perbaikan
5. Menekan biaya produksi serendah mungkin

Tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama yaitu :

1. Daerah Proses

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

2. Daerah Penyimpanan (*Storage*)

Daerah ini merupakan tempat penyimpanan produk yang siap dipasarkan.

3. Daerah Utilitas

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

4. Daerah Administrasi

Daerah ini merupakan lokasi kegiatan pabrik serta kegiatan-kegiatan lain yang berhubungan dengan pabrik.

5. Daerah Persediaan

Daerah ini terletak di samping daerah operasi yang berguna untuk menampung bahan-bahan kebutuhan proses pabrik.

6. Daerah Perluasan

Daerah ini berguna untuk keperluan perluasan pabrik dimasa mendatang dan daerah perluasan ini terletak dibagian belakang pabrik.

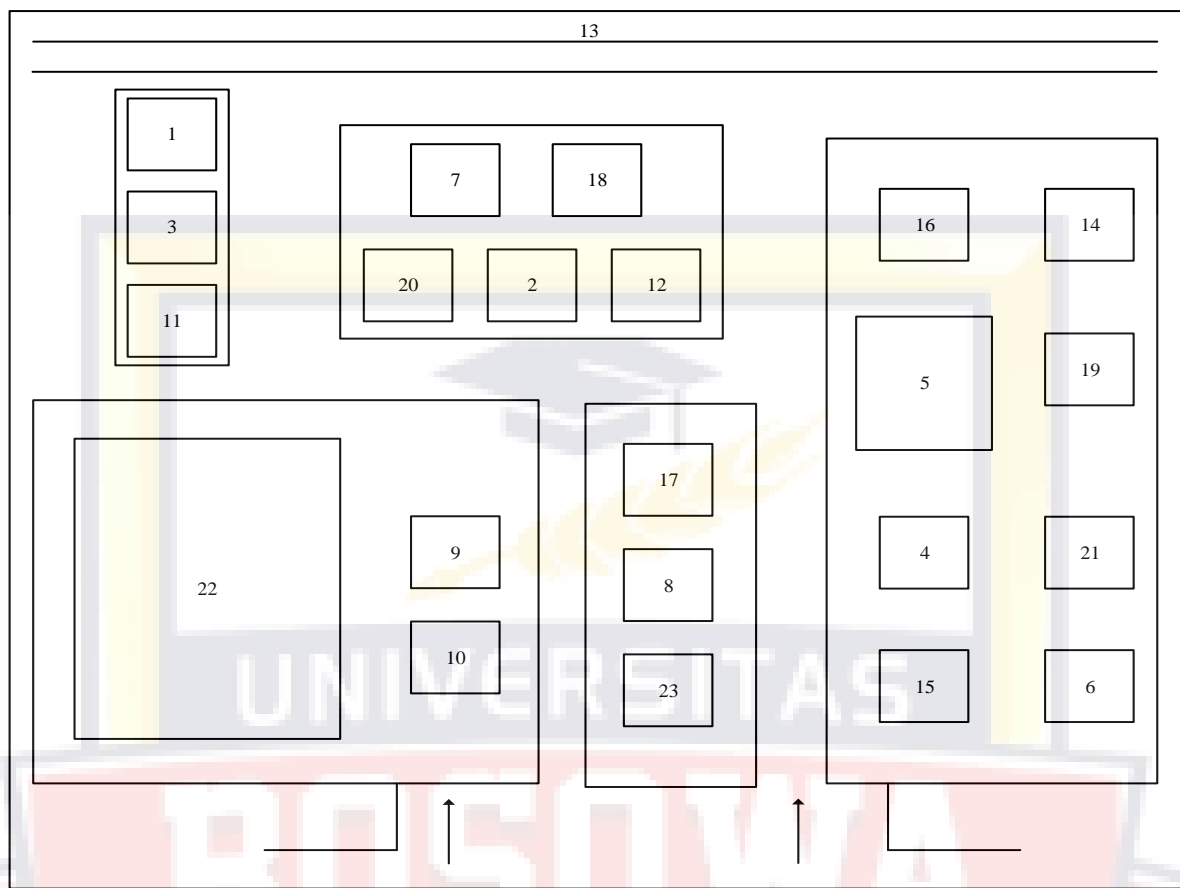
7. Daerah *Service* atau Pelayanan Pabrik

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

8. Jalan Raya

Untuk memudahkan pengangkutan bahan baku dan hasil produksi, maka perlu diperhatikan masalah transportasi, misalnya jalan raya yang dekat dengan lokasi pabrik.

Untuk lebih jelasnya tentang tata letak lokasi pabrik ini dapat dilihat pada gambar 8.2 :



Gambar 8.2 Tata Letak Pabrik

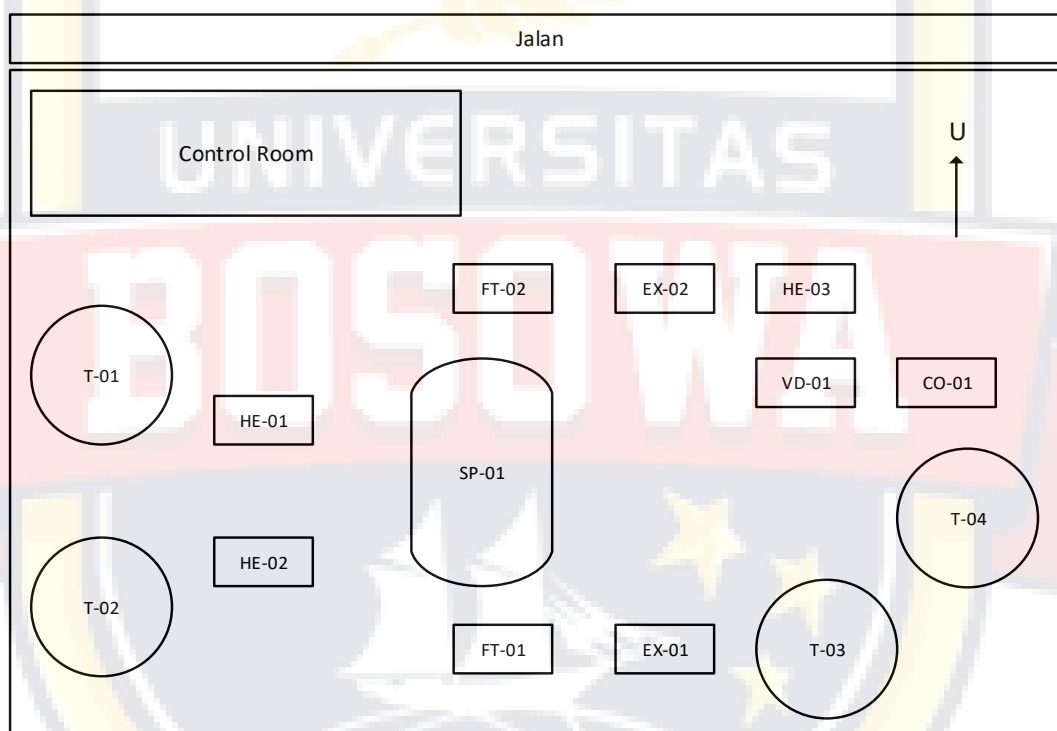
Keterangan :

- | | |
|------------------------------|-----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 12. Aula |
| 2. Kantor | 13. Jalan |
| 3. Area Parkir | 14. Unit Pembangkit Listrik |
| 4. Area Bahan Baku | 15. Unit Distribusi Air |
| 5. Area Proses | 16. Unit Distribusi Limbah |
| 6. Area Produk | 17. Unit Pemadam Kebakaran |
| 7. Kantin | 18. Ruang Kontrol Proses |
| 8. Bengkel | 19. Area Perluasan |
| 9. Klinik | 20. Masjid |
| 10. Taman | 21. Limbah |
| 11. Tempat Berkumpul Darurat | 22. perumahan |
| | 23. Ruang Alat |

8.3 Tata Letak Alat

Dalam perencanaan tata letak alat harus memperhitungkan faktor-faktor keselamatan, kemudahan operasi, pemeliharaan, serta kemungkinan pengembangan pabrik. Untuk itu perlu diperhatikan :

1. Cara meletakkan peralatan harus sedemikian rupa sehingga mempermudah pemeliharannya.
2. Diusahakan alat yang sejenis dikumpulkan menjadi satu kelompok sesuai dengan fungsinya.
3. Jarak peralatan yang satu dengan yang lainnya harus diatur sedemikian rupa sehingga aman dalam pengoperasiannya.

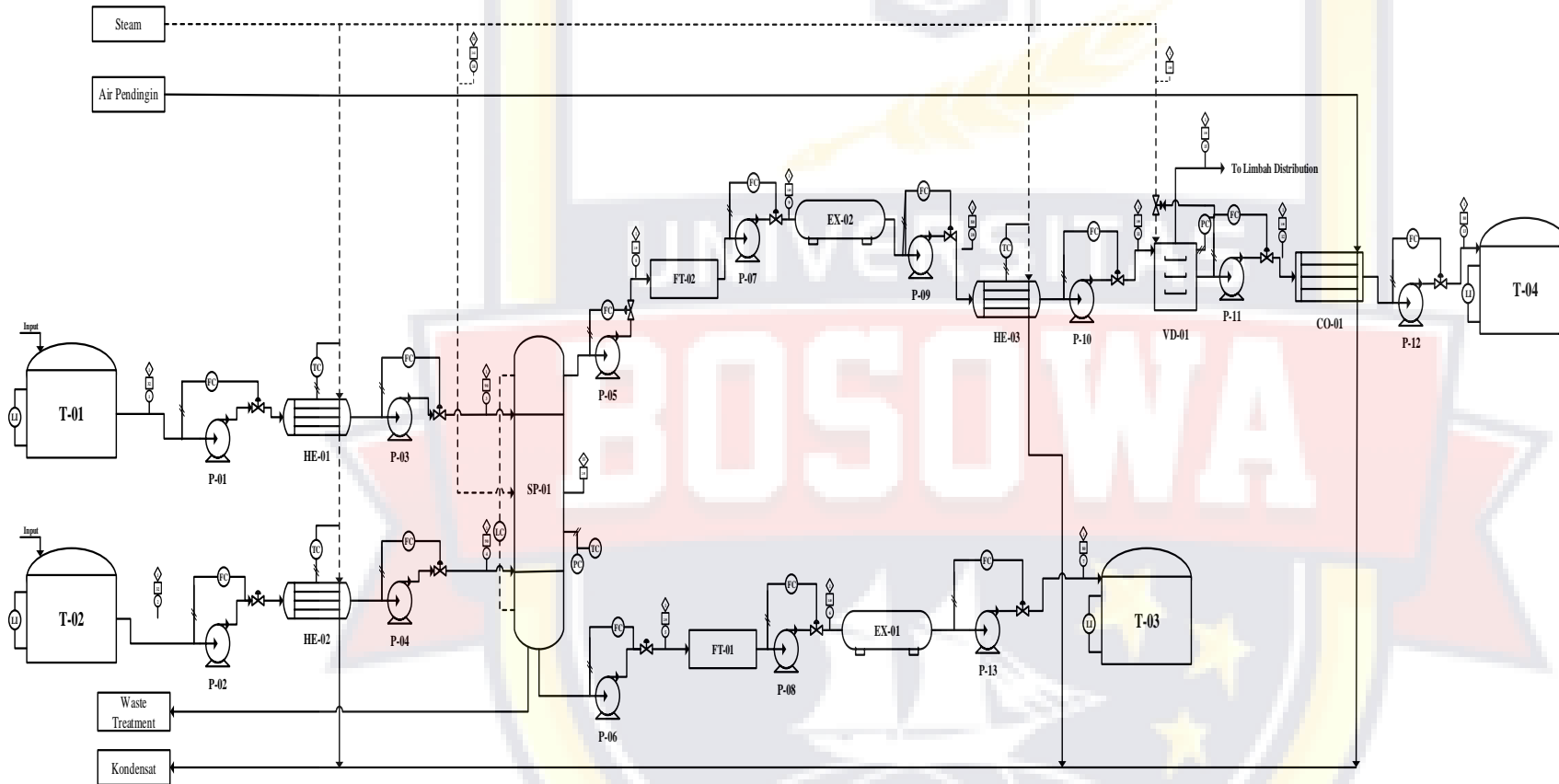


Gambar 8.3 Tata Letak Alat

Keterangan :

T	= Tangki	EX	= <i>Expansion vessel</i>
HE	= <i>Heater</i>	VD	= <i>Vacum Dryer</i>
SP	= <i>Kolom splitting</i>	CO	= <i>Cooler</i>
FT	= <i>Flash tank</i>		

PRARANCANGAN PABRIK ASAM LEMAK DARI MINYAK KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 37.000 TON/TAHUN



No	Kode Alat	Nama Alat
1	P-01	Pompa 01
2	P-02	Pompa 02
3	P-03	Pompa 03
4	P-04	Pompa 04
5	P-05	Pompa 05
6	P-06	Pompa 06
7	P-07	Pompa 07
8	P-08	Pompa 08
9	P-09	Pompa 09
10	P-10	Pompa 10
11	P-11	Pompa 11
12	P-12	Pompa 12
13	P-13	Pompa 13
14	T-01	Tangki CPO
15	T-02	Tangki Air
16	T-03	Tangki Gliserol
17	T-04	Tangki Asam Lemak
18	HE-01	Heater 1
19	HE-02	Heater 2
20	HE-03	Heater 3
21	SP-01	Kolom Splitting
22	FT-01	Flash Tank 1
23	FT-02	Flash Tank 2
24	EX-01	Expansion Vessel 1
25	EX-02	Expansion Vessel 2
26	VD-01	Vacum Dryer
27	CO-01	Cooler

Keterangan Simbol

	: Suhu, °C
	: Nomor Arus
	: Tekanan, atm
	: Control Valve
	: Arus Sinyal Pneumatik
	: Arus Pendingin, Kondensat
	: Arus Steam

Keterangan Instrumen

FC	: Flow Controller
TC	: Temperature Controller
LC	: Level Controller
PC	: Pressure Controller
LI	: Level Indicator

Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13
CPO	100				0,52125		0,52125		50,27488	50,27488			
Air			82,747731	22,58898		22,58898		2178,721			7981,07		
Asam Lemak					142,56		142,56		13750	13750		13750	13750
Gliserol				17,0775		17,0775		1647,135					
Steam		5251,188											
Total	100	5251,188	82,747731	39,66648	143,0813	39,66648	143,081	3825,857	13800,27	13800,27	7981,07	13750	13750

Digambar
Nur Hidayat Arif
(4518044042)

Diperiksa
1. Dr. Hamsina, ST., M.Si
2. M.Tang, ST., M.Pkim

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Berdasarkan rencana produksi dari pabrik asam lemak dari minyak kelapa sawit dengan kapasitas produksi 37.000 ton/tahun, diperlukan suatu sistem organisasi yang akan mengatur mekanisme kerja di dalam perusahaan/pabrik. Untuk memecahkan masalah-masalah yang muncul di dalam perusahaan suatu bentuk perusahaan harus memiliki sifat yang dinamis, yang berarti perusahaan itu harus dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan untuk mencapai tujuan yang maksimum.

9.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik ini merupakan perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dan bergerak dalam industri kelapa sawit, yang sahamnya dipegang oleh pemegang saham (investor) yang berbentuk kolektif ataupun pribadi. Kekuasaan tertinggi dipegang oleh Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), dan Dewan Komisaris sebagai pengawas perusahaan. Pertimbangan yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan adalah :

1. Kebutuhan modal yang besar yang dari modal sendiri (pemegang saham) dan selebihnya didapatkan dari pihak bank
2. Kedudukan antara pemimpin perusahaan dan pemegang saham terpisah
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh terhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan
4. Kekayaan perseroan terpisah dari kekayaan setiap pemegang saham

9.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang ada dan dipengaruhi dalam perusahaan tersebut. Hal ini berhubungan dengan komunikasi dalam perusahaan yang akan memberikan manfaat sebagai berikut:

1. Menjelaskan dan menejernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
3. Penempatan pegawai yang tepat.
4. Memudahkan penyusunan program dan pengembangan manajemen
5. Memudahkan pengaturan kembali langkah kerja yang terbukti kurang lancar.

Uraian tugas dan tanggung jawab masing-masing bagian diuraikan sebagai berikut:

1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staf adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang dilakukan minimal satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu hal, RUPS dapat dilakukan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS dihadiri oleh pemilik saham, Dewan Komisaris dan Direktur.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih dalam RUPS untuk mewakili para pemegang saham dalam mengawasi jalannya perusahaan. Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham bertanggung jawab kepada RUPS. Tugas-tugas Dewan Komisaris adalah :

- a. Menentukan garis besar kebijaksanaan perusahaan.
- b. Mengadakan rapat tahunan para pemegang saham.
- c. Meminta laporan pertanggung jawaban Direktur secara berkala.
- d. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan dan pelaksanaan tugas Direktur.

3. Dewan Direksi

a. Direktur Utama

Direktur merupakan pemimpin tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur diangkat dan bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Adapun tugas-tugas Direktur adalah :

- a. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien serta menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
- b. Membina dan mengadakan kerja sama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan.
- c. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
- d. Mengkoordinir pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerja pada perusahaan.

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur dibantu oleh Staff Ahli, Manajer Produksi, Manajer Teknik, Manajer Umum dan Keuangan, Manajer Pembelian dan Pemasaran.

4. Wakil Direktur

Wakil direktur bertanggung jawab sepenuhnya kepada direktur utama, Bertugas membantu tugas direktur utama apabila sedang tidak ditempat.

5. Sekretaris Perusahaan

Sekretaris diangkat oleh Direktur untuk menangani masalah surat- menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lainnya untuk membantu Direktur dalam menangani administrasi perusahaan.

6. Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Litbang mempunyai tugas :

- a. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama
- b. Melaksanakan penelitian dan pengembangan terhadap produksi
- c. Mengadakan evaluasi dibidang teknik dan ekonomi
- d. Melaksanakan penelitian dan pencarian obyek-obyek pengembangan Perusahaan.

9.3 Pembagian Staff dan Tugasnya

1. Kepala Staff Teknik dan Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam mutu dan kelancaran produksi serta membawahi :

- a. Seksi *Maintenance* (Perawatan) dan Teknik

Tugas seksi *Maintenance* (Perawatan) dan Teknik adalah :

- 1) Melakukan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.

2) Mengadakan perbaikan terhadap peralatan pabrik yang mengalami kerusakan

b. Seksi Proses dan Laboratorium

Tugas seksi proses dan laboratorium adalah :

1) Mempersiapkan segala kebutuhan bahan, barang dan peralatan yang dibutuhkan untuk proses

2) Mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadi serta realisasi rencana produksi dan bertanggung jawab atas jalannya masing-masing peralatan proses

3) Mengawasi dan menganalisa mutu produksi, bahan baku dan bahan pembantu

4) Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan limbah kimia

c. Seksi Utilitas dan *Quality Control*

Tugas seksi utilitas dan quality control adalah :

1) Mengawasi dan mengatur pelaksanaan penyediaan air pendingin, steam, air umpan, bahan bakar dan listrik serta bertanggung jawab atas peralatan yang digunakan,

2) Mengawasi mutu bahan baku, bahan bakar dan produk, agar diperoleh kualitas produk yang diharapkan

d. Seksi Pengolahan Limbah

Tugas seksi pengolahan limbah adalah :

1) Mengawasi dan mengatur hal-hal yang berhubungan dengan limbah yang dihasilkan dari pabrik berupa limbah cair.

2) Mengolah limbah cair sebaik mungkin agar tidak menimbulkan pencemaran lingkungan.

2. Kepala Staff Administrasi dan Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang administrasi dan keuangan kepala dimana tugasnya sebagai berikut :

a. Menjaga dan memelihara keuangan

b. Menjaga semua bangunan yang ada didalam pabrik dan fasilitas perusahaan dilingkungannya

c. Mengawasi keluar masuknya orang selain karyawan di lingkungan pabrik

Kepala Divisi Administrasi dan Keuangan membawahi :

a. Seksi Diklat dan Personalia

Tugas seksi diklat dan personalia adalah :

- 1) Bertugas melaksanakan segala sesuatu yang berhubungan dengan tenaga kerja antara lain mengadakan pendidikan dan latihan kerja bagi karyawan
- 2) Melaksanakan segala sesuatu yang berhubungan dengan tenaga kerja antara lain penerimaan dan pemberhentian karyawan, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang

b. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas seksi kesehatan dan keselamatan adalah :

- 1) Melaksanakan segala sesuatu yang berhubungan dengan tenaga kerja antara lain penyediaan tenaga kesehatan dan obat-obatan.
- 2) Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi bahaya yang ada, menerapkan K3.

3. Kepala Staff Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal pemasaran dan penanganan bahan baku serta pergudangan. Kepala Divisi Pemasaran membawahi:

a. Seksi Pemasaran dan Gudang

Tugas seksi pemasaran dan gudang adalah :

- 1) merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- 2) mengatur distribusi hasil produksi dari gedung

b. Seksi Distribusi dan Transportasi

Tugas seksi distribusi dan transportasi adalah :

- 1) Menangani pendistribusian hasil produksi ke konsumen
- 2) Menjaga kelancaran pengangkutan bahan baku dan hasil produksi yang akan didistribusikan ke konsumen

c. Seksi Keamanan

Seksi keamanan bertugas menjaga dan memelihara keamanan di daerah sekitar pabrik, menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan dilingkungannya, mengawasi keluar masuknya orang selain karyawan di lingkungan pabrik.

9.4 Status Karyawan dan Upah

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

Adapun status karyawan dapat digolongkan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap adalah Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian, dan masa kerja.
2. Karyawan harian adalah Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.
3. Karyawan borongan adalah karyawan yang menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan misalnya : bongkar muat, *shut down*, dan lain-lain.

Tabel 9.1 Perincian Golongan dan Gaji

No	Jabatan	Gaji/bulan
1	Direktur utama	Rp.30.000.000
2	Dewan komisaris	Rp.25.000.000
3	Staff ahli	Rp.7.000.000
4	Manajer produksi	Rp.20.000.000
5	Manajer teknik	Rp.20.000.000
6	Dokter	Rp.5.000.000
7	Sekretaris	Rp.7.000.000
8	Karyawan	Rp.3.000.000
9	Paramedis	Rp.2.000.000
10	Manajer Umum dan Keuangan Manajer	Rp.15.000.000
11	Manajer Pembelian dan Pemasaran Kepala	Rp.20.000.000
12	Kepala Seksi Proses	Rp.10.000.000
13	Kepala seksi utilitas	Rp.12.000.000
14	Kepala Seksi Laboratorium R&D Kepala	Rp.7.000.000
15	Kepala Seksi Listrik & Instrumentasi	Rp.10.000.000
Jumlah		Rp.193.000.000

9.5 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik asam lemak kapas proses asetilasi direncanakan beroperasi selama 300 hari per tahun, 24 jam per hari, sedangkan sisa waktu yang ada selama setahun digunakan untuk *shut down (off all)*, pemeliharaan dan perbaikan peralatan pabrik.

Waktu kerja karyawan dibagi menjadi dua golongan, yaitu :

1. Karyawan Shift

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi dan langsung mengatur bagian-bagian tertentu di pabrik yang ada hubungannya dengan keamanan dan kelancaran produksi. Tenaga karyawan tersebut bekerja secara bergantian sehari semalam dan biasanya juga masuk pada hari libur. Karyawan *shift* ini antara lain : operator produksi, sebagian dari bagian teknik, karyawan produksi dan karyawan bagian gudang serta karyawan *security*. Kelompok kerja ini dibagi menjadi empat *shift*, yaitu tiga *shift* kerja dan satu *shift* istirahat. Masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam sehari dengan jadwal 6 hari kerja dan 2 hari libur, dengan pengaturan waktu sebagai berikut :

Shift I : Pukul 07.00 – 15.00 WIB

Shift II : Pukul 15.00 – 23.00 WIB

Shift III : Pukul 23.00 – 07.00 WIB

Tiap *shift* mendapat satu kali libur setiap enam hari kerja. Setiap siklus (60 hari) tiap *shift* mendapat libur 7 hari.

Tabel 9.2 Jadwal Kerja Karyawan Pabrik Asam Lemak

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

Keterangan :

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*

1, 2, 3, 4 : Hari kerja

I, II, III : Jam kerja *shift*

Waktu siklus : 30 hari

2. Karyawan *Non Shift*

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

Pembagian jam kerja karyawan *non shift* adalah :

Hari Senin-Kamis	: Pukul 08.00 – 12.00 WIB
	: Pukul 13.00 – 17.00 WIB
Hari Jum'at	: Pukul 07.30 – 11.00 WIB
	: Pukul 13.30 – 16.30 WIB

Hari libur resmi lainnya

9.6 Jaminan Sosial dan Kesejahteraan Karyawan

Untuk membuat suasana dan kepuasan kerja yang tinggi, maka harus diperhatikan pula mengenai jaminan sosial dan kesejahteraan karyawannya. Hal ini berupa :

1. Tunjangan

Para karyawan tetap dan bulanan disamping menerima gaji pokok juga mendapatkan tunjangan berdasarkan jumlah keluarga karyawan. Selain itu setiap tahun semua karyawan mendapat Tunjangan Hari Raya (THR) berdasarkan tingkatan gaji karyawan dan juga bagi karyawan berprestasi diberikan bonus yang didasarkan pada tingkat prestasi dan ketentuan yang telah ditetapkan oleh perusahaan.

2. Fasilitas

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

Fasilitas-fasilitas lain yang perlu diberikan adalah :

a. Klinik Kesehatan Tenaga Kerja

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

b. Perumahan

Dalam hal ini diatur sesuai dengan ketentuan yang berlaku dan petunjuk dari Dinas Tenaga Kerja berdasarkan Undang-Undang Pemerintah serta untuk

mewujudkan Sistem Perburuhan Pancasila, maka perusahaan perlu mewujudkan perumahan sebagai sarana tempat tinggal bagi para karyawan yang disesuaikan dengan aturan dan kebijakan perusahaan.

3. Asuransi Tenaga Kerja

Seluruh karyawan perusahaan tanpa kecuali diikutsertakan dalam Asuransi Tenaga Kerja (Astek) sesuai dengan Peraturan Pemerintah dan Dinas Tenaga Kerja. Di samping itu segala macam kecelakaan dan pengobatan yang diakibatkan oleh pekerja ditanggung oleh perusahaan. Demikian pula biaya pengangkutan dari tempat terjadinya kecelakaan ke rumah korban atau rumah sakit ditanggung perusahaan sesuai dengan Undang-Undang Perburuhan.



Tabel 9.3. Jumlah Karyawan Pabrik Asam Lemak

No.	Jabatan	Gol.	Jumlah
1.	Direktur	V	1
2.	Wakil Direktur	IV/V	1
3.	Sekretaris Perusahaan	IV	1
4.	Staf Sekretaris Perusahaan	II/III	3
5.	Kepala Litbang	IV	1
6.	Staf Litbang	II/III	3
7.	Kepala Divisi Teknik & Produksi	IV	1
8.	Kasi Maintenance & Teknik	IV	1
9.	Kasi Proses & Laboratorium	IV/III/II	2
10.	Kasi Utilitas & <i>Quality Control</i>	IV	1
11.	Staf Divisi Teknik & Produksi	IV	10
12.	Kepala Divisi Administrasi & Keu.	II/III	1
13.	Kasi Diklat & Personalia	IV	1
14.	Kasi Kesehatan & KK	IV/III	1
15.	Kasi Anggaran Keu. & Administrasi	IV	1
16.	Staf Divisi Administrasi & Keu.	II/III	6
17.	Kepala Divisi Pemasaran	IV	1
18.	Kasi Pemasaran dan Gudang	IV	2
19.	Kasi Distribusi dan Transportasi	IV	1
20.	Kasi Keamanan	IV	1
21.	Staf Divisi Pemasaran	II/III	8
22.	Perawat dan K3	II/III	6
23.	PMK	II/III	15
24.	Karyawan Proses dan Produksi	II/III	20
25.	Karyawan Mekanik	II/III	12
26.	Karyawan Listrik dan Instrumen	II/III	12
27.	Karyawan Laboratorium	II/III	6
28.	Karyawan <i>Quality Control</i>	II/III	14
29.	Petugas Keamanan (<i>Security</i>)	II/III	8
30.	Sopir	II	3
31.	Petugas Kebersihan	II	6
Jumlah Tenaga Kerja			150

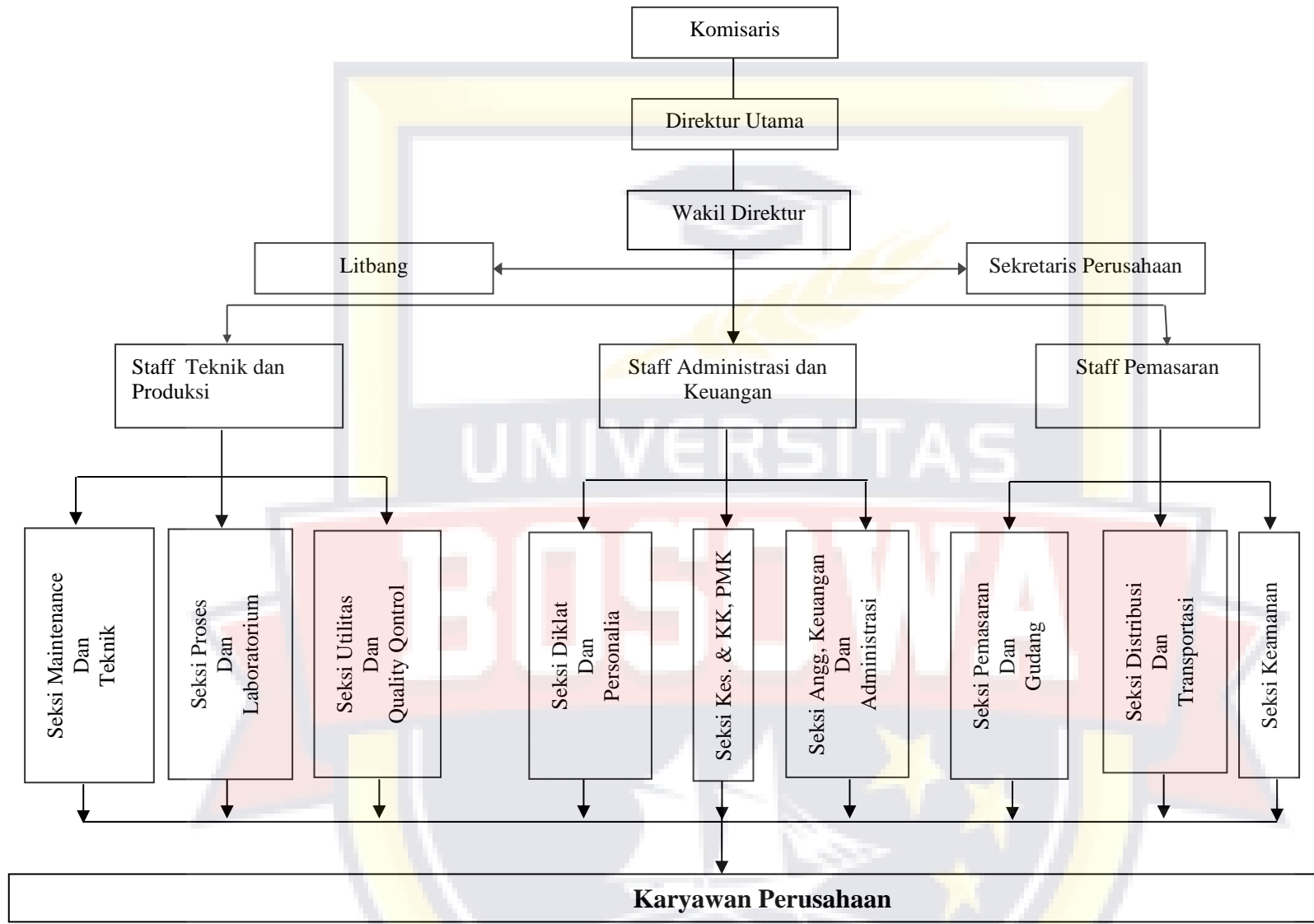
Keterangan :

Gol. V : Tingkat Pendidikan Sarjana atau minimal (S2)

Gol. IV : Tingkat Pendidikan Sarjana (S1)

Gol. III : Tingkat Pendidikan DIII

Gol. II : Tingkat Pendidikan SMU



Gambar 9.1 Struktur Organisasi Pabrik Asam Lemak

BAB X

EVALUASI EKONOMI

10.1. Dasar Perhitungan

Evaluasi kelayakan ekonomi dari pabrik dimetil flatat dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

1. Penentuan Total Harga Alat (Purchasing Equipment Cost)
2. Penaksiran Modal Tetap Industri (Fixed Capital Investment)
3. Perkiraan Penjualan
4. Penentuan Biaya Produksi (Production Cost)
5. Penaksiran Modal Kerja Industri (Working Capital) dan perhitungan Capital Investment (Total Modal)
6. Perhitungan General Expense dan Total Biaya Produksi
7. Perkiraan Pendapatan
8. Analisis Kelayakan

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

(Aries & Newton, 1955)

Dimana:

E_x = Harga alat pada tahun x

E_y = Harga alat pada tahun y

N_x = Indeks harga pada tahun x

N_y = Indeks harga pada tahun y

Dalam penentuan harga alat-alat pabrik asam lemak dari minyak kelapa sawit dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut :

1. Kurs dollar pada tanggal 22 Juni 2022, US \$ 1 = Rp. 14.745 (sumber bi.go.id)
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran perhitungan harga alat masing-masing baik alat proses maupun untuk alat utilitas.

Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Indice) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini atau dengan harga saat perancangan pabrik dalam hal ini tahun 2021.

Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat :

- a. CEP index tahun 2014 = 576,1
- b. CEP index tahun 2015 = 556,8
- c. CEP index tahun 2016 = 561,7
- d. CEP index tahun 2017 = 567,5
- e. CEP index tahun 2018 = 614,6
- f. CEP index tahun 2019 = 652,9
- g. CEP index tahun 2020 = 630,04
- h. CEP index tahun 2021 = 716,98
- i. CEP index tahun 2022 = 906,262

(www.chemengonline.com, "Annual Plant Cost Index")

- 3. Harga yang diperoleh dalam rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat
- 4. Harga yang diperoleh dalam dollar US dibulatkan dalam satuan terdekat

10.2. Perhitungan Biaya

1. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses

Semua alat proses dibeli dari luar negeri. Semua biaya pembelian alat-alat proses dapat dilihat dibawah ini.

Tabel 10.1 Harga Alat Proses

No	Alat	Ukuran	Harga Satuan 2014 (\$)	Harga Satuan 2022 (\$)	Jumlah	Harga (\$)
1	Tangki Penyimpanan CPO	123,16 m ³	54.100	85.104	1	85.104
2	Tangki Penyimpanan Air proses	82,23 m ³	30.000	47.193	1	47.193
3	Tangki Penyimpanan Gliserol	11,19 m ³	25.000	39.327	1	39.327
4	Tangki Penyimpanan Asam Lemak	123,16 m ³	54.100	85.104	1	85.104
5	Heater 1	499,45 ft/det	8.600	13.529	1	13.529
6	Heater 2	241,10 ft/det	5.700	8.967	1	8.967
7	Heater 3	258,34 ft/det	6.820	10.729	1	10.729
8	Pompa 1	1,61 in	800	1.258	1	1.258
9	Pompa 2	1,5 in	680	1.070	1	1.070
10	Pompa 3	1,61 in	800	1.258	1	1.258
11	Pompa 4	1,5 in	680	1.070	1	1.070
12	Pompa 5	2,4 in	870	1.369	1	1.369
13	Pompa 6	1,27 in	590	928	1	928
14	Pompa 7	2,65 in	902	1.419	1	1.419
15	Pompa 8	1,27 in	590	928	1	928
16	Pompa 9	2,65 in	902	1.419	1	1.419
17	Pompa 10	2,65 in	902	1.419	1	1.419
18	Pompa 11	2,65 in	902	1.419	1	1.419
19	Pompa 12	2,4 in	870	1.369	1	1.369
20	Pompa 13	1,27 in	590	928	1	928
21	Kolom Splitting	24,4 m	10.290	16.187	1	16.187
22	Flash Tank 1	0,32 m	12.409	19.521	1	19.521
23	Flash Tank 2	0,25 m	8.820	13.875	1	13.875
24	Expansion Vessel 1	0,044 kJ/s	14.288	22.476	1	22.476
25	Expansion Vessel 2	0,66 kJ/s	11.720	18.437	1	18.437
26	Vacum Dryer	17,25 ft	6.871	10.809	1	10.809
27	Cooler	11,35 ft ²	8.720	13.717	1	13.717
	Total		267.516	420.828		420.828

(mathe.com, 2014)

Dari penentuan harga masing – masing alat proses diatas maka didapatkan PEC dari alat proses tersebut \$ **420.828**

2. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas

a. Alat utilitas dari dalam negeri

Biaya investasi utilitas dari dalam negeri yang sudah termasuk biaya material dan instalasi adalah berupa alat-alat utilitas yang terdiri dari bak air bersih dan bak air minum. Maka biaya utilitas dalam negeri dapat dilihat dibawah ini.

1. Bak sedimentasi menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak pengendap	= 2862,344 m ³
Biaya bak	= Rp 1.200.00/m ³
Total	= Rp 3.434.812.800

2. Bak aerasi menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak pengendap	= 31,625 m ³
Biaya bak	= Rp 1.200.00/m ³
Total	= Rp 35.524.800

3. Bak pengendap menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak pengendap	= 176,88 m ³
Biaya bak	= Rp 1.200.00/m ³
Total	= Rp 212.256.000

4. Bak penampung menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak penampung	= 35,376m ³
Biaya bak	= Rp 1.200.00/m ³
Total	= Rp 42.451.200

5. Bak netralisasi menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak netralisasi	= 53,064 m ³
Biaya bak	= Rp 1.200.00/m ³
Total	= Rp 63.676.800

Total harga keseluruhan = Rp. 3.788.721.600

b. Alat Utilitas dari Luar Negeri

Alat utilitas dari luar negeri dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 10.2 Harga Peralatan Utilitas

No	Alat	Ukuran	Harga Satuan 2014 (\$)	Harga Satuan 2021 (\$)	Jumlah	Harga (\$)
1	Menara Air	286,13 m ³	63.800	100.363	1	100.363
2	Tangki Pelarutan Alum	4,18 m ³	7.098	11.166	1	11.166
3	Clarifier	17,23 ft	9.600	15.102	1	15.102
4	Sreening	0,011 m ³ /s	3.750	5.899	1	5.899
5	Tangki Kaporit	0,006 m ³	2.539	3.994	1	3.994
6	Cooling Tower	129,4 gal/min	104.500	164.388	1	164.388
7	Kation Exchanger	0,390 ft ³ /det	16.450	25.877	1	25.877
8	Anion Exchanger	0,390 ft ³ /det	16.450	25.877	1	25.877
9	Tangki H ₂ SO ₄	0,022 m ³	3.127	4.919	1	4.919
10	Tangki NaOH	0,128 m ³	5.707	8.978	1	8.978
11	Deaerator	169,08 m ³	16.310	25.657	1	25.657
12	Tangki Pelarutan Soda Abu	2,32 m ³	8.450	13.293	1	13.293
13	Tangki Filtrasi	13,90 m ³	7.954	12.512	1	12.512
14	Tangki Sedimentasi	13,49 m ³	7.301	11.485	1	11.485
15	Generator	1000 kW	50.000	78.655	1	78.655
16	Ketel Uap	12 ft	26.300	41.372	1	41.372
17	Pompa U-01	8,6 in	1.210	1.903	1	1.903
18	Pompa U-02	8,6 in	1.210	1.903	1	1.903
19	Pompa U-03	0,4 in	157	247	1	247
20	Pompa U-04	0,4 in	157	247	1	247
21	Pompa U-05	8,6 in	1.210	1.903	1	1.903
22	Pompa U-06	8,6 in	1.210	1.903	1	1.903
23	Pompa U-07	8,6 in	1.210	1.903	1	1.903
24	Pompa U-08	8,6 in	1.210	1.903	1	1.903
25	Pompa U-09	4,02 in	870	1.369	1	1.369
26	Pompa U-10	8,6 in	1.210	1.903	1	1.903
Total						564.725

(matche.com, 2014)

Dari penentuan harga masing-masing alat utilitas diatas maka didapatkan total PEC dari masing-masing total PEC utilitas dari dalam dan luar negeri dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 10.3 Total Harga Peralatan Utilitas

No	Item	Biaya
1	Utilitas dalam negeri	\$ 256.943
2	Utilitas luar negeri	\$ 564.725
Jumlah		\$ 821.669

3. Penaksiran Modal Tetap Industri (Fixed Capital Investment)

Modal industri (Capital Investment) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955). Modal industri terdiri dari 2 yaitu:

1. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)
2. Modal Kerja (Working Capital)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru.

Modal tetap terdiri dari:

1. Direct Cost
 - a. Purchased Equipment Cost
 - b. Purchased Equipment Installation
 - c. Instrumentation and Controls
 - d. Piping
 - e. Electrical Equipment and Materials
 - f. Buildings (Including Service)
 - g. Land & Yard
2. Indirect Cost
 - a. Engineering and Construction
 - b. Construction expenses
 - c. Contractor's fee
 - d. Contingency

Dalam biaya Direct Cost ditambahkan lagi biaya isolasi. (Aries & Newton, 1955)

4. Direct Cost (DC)

Dalam menentukan Direct Cost dilakukan asumsi sebagai berikut:

1. Biaya inflasi sudah dimasukkan kedalam biaya Purchasing Equipment Cost PEC sampai tempat.
2. Dalam biaya instalasi (Purchased Equipment Installation), instrumentasi dan kontrol (Instrumentation and Controls), Piping, Electrical Equipment and Materials, Insulation diambil buruh lokal sebesar 95% dan buruh asing 5 %.
3. Upah buruh :
 - a. Buruh asing = \$ 20 /manhour

- b. Buruh lokal = Rp 50.000/manhour
 c. Perbandingan 1 manhour asing = 2 manhour lokal

a. Direct Cost (DC) Alat Proses

1. *Purchasing Equipment Cost (PEC)*

Alat proses sampai tempat PEC meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram aliran lengkap, suku cadang dan suku cadang peralatan yang tidak dipasang, surplus peralatan, perlengkapan, dan tunjangan peralatan, tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, pajak, asuransi, tugas, penyelisihan modifikasi saat start up. Besarnya biaya peralatan proses sampai tempat = 10-140% PEC (Peter & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Harga peralatan proses di negara pembuatan (PEC)} &= \$ 420.828 \\ \text{Dipilih} &= 125\% \\ \text{PEC sampai tempat} &= 125\% \times \$ 420.828 \\ &= \$ 526.035 \end{aligned}$$

2. *Purchasing Equipment Installation (PEI)*

PEI meliputi: Pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan structural, isolasi, dan cat. (Peter & Timmerhaus, 1991)
 Biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari biaya material sebesar 11% dan buruh sebesar 32% (Tabel 16 p.77, Aries & Newton).

Material (11% PEC) meliputi foundations, platforms dan supports

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 11\% \times \$ 420.828 \\ &= \$ 46.291 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (32\% PEC)} &= 32\% \times \$ 420.828 \\ &= \$ 134.665 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 134.665}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 6.733 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Asing} &= 5\% \times 6.733 \text{ manhour} \times \$ 20 / \text{manhour} \\ &= \$ 6.733 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 6.733 \text{ manhour} \times \text{Rp.} 50.000 / \text{manhour} \\ &= \text{Rp.} 319.829.332 \end{aligned}$$

3. Instrumentation and Controls

Meliputi: pembelian, instalasi, kalibrasi, computer. (Peter & Timmerhauss, 1991).
Besarnya biaya instrumentasi 15% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 19 p.97 Aries & Newton).

Material (12% PEC)	= 12% x \$ 420.828
	= \$ 50.499
Buruh (3% PEC)	= 3% x \$ 420.828
	= \$ 12.625
Jumlah manhour	= $\frac{\$ 12.625}{\$ 20 / \text{manhour}}$
	= 631 manhour
Tenaga Asing	= 5% x 631 manhour x \$20/manhour
	= \$ 631
Tenaga Lokal	= 95 % x 631 manhour x Rp.50.000/manhour
	= Rp. 29.984.000

4. Piping (Pemipaan)

Meliputi biaya: Proses baja, pipa-karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar, alumunium, tembaga, keramik, plastic, karet, beton bertulang, pipa gantungan, fitting, katup, isolasi-pipa, perlatan. (Peter & Timmerhaus, 1991).

Besarnya biaya pemipaan 86% dari PEC untuk cairan terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 17 p. 78 Aries & Newton)

Material (49% PEC)	= 49% x \$ 420.828
	= \$ 206.206
Buruh (37% PEC)	= 37% x \$ 420.828
	= \$ 155.706
Jumlah manhour	= $\frac{\$ 155.706}{\$ 20 / \text{manhour}}$
	= 7.785 manhour
Tenaga Asing	= 5% x 7.785 manhour x \$20/manhour
	= \$ 7.785
Tenaga Lokal	= 95 % x 7.785 manhour x Rp.50.000/manhour
	= Rp. 369.802.665

5. *Electrical Equipment and Materials*

Meliputi peralatan listrik –*switches*, motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpan, *grounding*, *instrument*, dan kontrol kabel & pencahayaan, panel-panel, dan bahan dan tenaga kerja listrik. (Peter & Timmerhauss, 1991)

Besarnya biaya instalasi listrik 15% dari PEC, terdiri dari biaya material (pemeriksaan instalasi & biaya instalasi) dan buruh (Aries & Newton, p102)

$$\begin{aligned} \text{Material (12\% PEC)} &= 12\% \times \$ 420.828 \\ &= \$ 50.499 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (3\% PEC)} &= 3\% \times \$ 420.828 \\ &= \$ 12.625 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 12.625}{\$ 20 / \text{manhour}} \end{aligned}$$

$$= 631 \text{ manhour}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Asing} &= 5\% \times 631 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour} \\ &= \$ 631 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 631 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 29.984.000 \end{aligned}$$

6. *Insulation*

Besarnya biaya insulasi 8% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh. table 21 p.98, Aries & Newton)

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% PEC)} &= 3\% \times \$ 420.828 \\ &= \$ 12.625 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (5\% PEC)} &= 5\% \times \$ 420.828 \\ &= \$ 21.041 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 21.041}{\$ 20 / \text{manhour}} \end{aligned}$$

$$= 1.052 \text{ manhour}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Asing} &= 5\% \times 1.052 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour} \\ &= \$ 1.052 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 1.052 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 49.973.333 \end{aligned}$$

Total DC alat proses dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 10.4 Direct Cost alat proses

Komponen	Biaya \$	Biaya Rp
Harga alat sampai di tempat	526.035	-
Instalasi	53.024	319.829.332
Instrumentasi dan <i>control</i>	51.131	29.984.000
Pemipaan	213.991	369.802.665
Instalasi listrik	51.131	29.984.000
Instalasi Isolasi	13.677	49.973.333
Jumlah	908.989	799.573.330

b. Direct Cost (DC) Alat Utilitas

Biaya utilitas terbagi menjadi 2 kelompok yaitu:

a) Biaya utilitas dalam negeri

Merupakan biaya yang diperlukan untuk membeli alat-alat utilitas yang tersedia didalam negeri.

b) Biaya utilitas luar negeri

Merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk membeli peralatan pabrik yang tersedia diluar negeri.

1) *Purchasing Equipment Cost* (PEC)

Alat proses sampai tempat harga peralatan proses di negara pembuat (PEC)

Besarnya biaya peralatan proses sampai tempat = 10 – 40 % PEC (Peter & Timmerhauss, 1991).

Dipilih = 125%

Purchasing Equipment Cost (PEC) sampai tempat

$$= 125\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 705.907$$

2) *Purchasing Equipment Installation* (PEI)

PEI meliputi: Pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan *structural*, isolasi, dan cat. (Peter & Timmerhauss, 1991)

Biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari biaya material sebesar 11% dan buruh sebesar 32% (Tabel 16 p.77, Aries & Newton).

Material (11% PEC) meliputi *foundations*, *platforms* dan *supports*

$$\text{Material} = 11\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 62.120$$

$$\text{Buruh (32\% PEC)} = 32\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 180.712$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 180.712}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 9.036 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 9.036 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 9.036$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 9.036 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 429.191.270$$

3) *Instrumentation and Controls*

Meliputi: pembelian, instalasi, kalibrasi, computer. (Peter & Timmerhauss, 1991).

Besarnya biaya instrumentasi 15% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 19 p.97 Aries & Newton).

$$\text{Material (12\% PEC)} = 12\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 67.767$$

$$\text{Buruh (3\% PEC)} = 3\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 16.942$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 716.942}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 847 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 847 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 847$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 847 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 40.236.682$$

4) *Piping (Pemipaan)*

Meliputi biaya: Proses baja, pipa-karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar, alumunium, tembaga, keramik, plastik, karet, beton bertulang, pipa gantungan, *fitting*, katup, isolasi-pipa, peralatan. (Peter & Timmerhaus, 1991).

Besarnya biaya pemipaan 86% dari PEC untuk cairan terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 17 p. 78 Aries & Newton)

$$\text{Material (49\% PEC)} = 49\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 276.715$$

$$\text{Buruh (37\% PEC)} = 37\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 208.948$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 208.948}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 10.447 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 10.447 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 10.447$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 10.447 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 496.252.406$$

5) *Electrical Equipment and Materials*

Meliputi peralatan listrik – switches, motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpan, *grounding*, instrumen, dan kontrol kabel & pencahayaan, panel-panel, dan bahan dan tenaga kerja listrik. (Peter & Timmerhauss, 1991)

Besarnya biaya instalasi listrik 15% dari PEC, terdiri dari biaya material (pemeriksaan instalasi & biaya instalasi) dan buruh (Aries & Newton, p102)

$$\text{Material (12\% PEC)} = 12\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 67.767$$

$$\text{Buruh (3\% PEC)} = 3\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 16.942$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 16.942}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 847 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 847 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 847$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 847 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 40.236.682$$

6) *Insulation*

Besarnya biaya insulasi 8% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh. (table 21 p.98, Aries & Newton)

$$\text{Material (3\% PEC)} = 3\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 16.942$$

$$\text{Buruh (5\% PEC)} = 5\% \times \$ 564.725$$

$$= \$ 28.236$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 28.236}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 1.412 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 1.412 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 1.412$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 1.412 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 67.061.136$$

Total DC alat utilitas dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 10.5 Direct Cost Alat Utilitas

Komponen	Biaya \$	Biaya Rp
Harga alat sampai di tempat	705.907	-
Instalasi	71.155	429.191.270
Instrumentasi dan <i>control</i>	68.614	40.236.682
Pemipaan	287.163	496.252.406
Instalasi listrik	68.614	40.236.682
Instalasi Isolasi	18.354	67.061.136
Harga alat dalam negeri	-	3.788.721.600
Jumlah	1.219.807	4.861.699.776

c. Direct Cost (DC) Bangunan

Harga bangunan mewah Rp. 5.000.000 / m²

Harga bangunan biasa Rp. 3.000.000 / m²

Harga bangunan sederhana Rp. 2.000.000 / m²

Harga pengaspalan jalan Rp. 155.000 / m²

Rincian biaya dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 10.6 Direct Cost Bangunan

No	Nama Bangunan	Jenis bangunan	Luas (m ²)	Total Harga (Rp)
1	Pos Kemanan	Sederhana	40	80.000.000
2	Kantor	Mewah	1.200	6.000.000.000
3	Area Parkir	-	150	23.250.000
4	Area Bahan Baku	Sederhana	5.000	10.000.000.000
5	Area Proses	Sederhana	5.500	11.000.000.000
6	Area Produk	Sederhana	500	1.000.000.000

7	Kantin	Biasa	250	750.000.000
8	Bengkel	Sederhana	400	800.000.000
9	Klinik	Sederhana	250	500.000.000
10	Taman	Biasa	70	210.000.000
11	Tempat Berkumpul Darurat	Sederhana	200	400.000.000
12	Aula	Biasa	1.000	3.000.000.000
13	Jalan	-	1.500	232.500.000
14	Unit Pembangkit Listrik	Sederhana	400	800.000.000
15	Unit Distribusi Air	Sederhana	250	500.000.000
16	Unit Distribusi Limbah	Sederhana	200	400.000.000
17	Unit Pemadam Kebakaran	Sederhana	1.000	2.000.000.000
18	Ruang Kontrol Proses	Mewah	2.500	12.500.000.000
19	Masjid	Biasa	170	510.000.000
20	Limbah	Sederhana	600	1.200.000.000
21	perumahan	Mewah	1.200	6.000.000.000
22	Ruang Alat	Biasa	500	1.500.000.000
Total				59.405.750.000

Total biaya untuk bangunan = Rp. 59.405.750.000

d. Direct Cost (DC) Land & Yard

Total kebutuhan tanah pabrik = 120 m x 220 m
= 26.400 m²

Harga tanah sebesar = Rp. 3.200.000 / m²

Berdasarkan data dari (www.riaprov.bps.go.id) sehingga biaya untuk pembelian tanah:

Harga Tanah = Rp. 3.200.000/m² x 26.400 m²
= Rp. 84.480.000.000

Total Direct Cost Pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 10.7 Direct Cost Pabrik

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Alat proses	908.989	799.573.330
2	Alat utilitas	1.219.807	4.861.699.776
3	Bangunan		59.405.750.000

4	Tanah		84.480.000.000
Jumlah		2.128.795	149.547.023.106

5. Indirect Plant Cost

a. Engineering & Construction

Engineering & Construction meliputi biaya desain, supervisi, konstruksi, dan pemeriksaan. Besar biaya ditentukan sebesar 25% dari (*Physical Plant Cost*) PPC. (Aries & Newton, 1955)

Tabel 10.8 Engineering & Construction

No	Komponen	\$	Rp
1	Physical Plant Cost	2.128.795	149.547.023.106
2	Engineering and Construction (25%)	532.199	37.386.755.776
Total		2.660.994	186.933.778.882

b. Contractor fee

Biaya kontraktor bervariasi untuk situasi yang berbeda, tetapi dapat diperkirakan sekitar 2-8% dari direct plant cost. (Peter & Timmerhaus, 1991)

c. Contingency Cost

Modal kontingensi biasanya disertakan dalam perkiraan investasi modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga, seperti badai, banjir, pemogokan, perubahan harga, perubahan desain kecil. Kesalahan estimasi, dan biaya tidak terduga lainnya, yang perkiraan sebelumnya telah statistik terbukti bersifat berulang. Faktor kontingensi berkisar antara 5- 20% dari Direct Plant Cost Pabrik (Peters & Timmerhaus, 1991)

6. Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 10.9 Fixed Capital Investment

No.	Komponen	\$	Rp.
1	Direct Plant Cost	2.660.994	186.933.778.882
2	Contractor fee (5 %)	133.050	9.346.688.944
3	Contingency (15 %)	399.149	28.040.066.832
Total		3.193.193	224.320.534.658

Fixed Capital Investment (FCI)

$$= (\$3.193.193 \times \text{Rp. } 14.493,110/\$1) + \text{Rp. } 224.320.534.658$$

$$= \text{Rp. } 271.405.316.375$$

7. Perkiraan penjualan

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut.

- Harga jual produk asam lemak mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal.
- Produksi pada tahun pertama langsung 100%

Kapasitas = 37.000.000 kg/tahun
 Harga jual = Rp 13.900/kg
 Penjualan = Rp 514.300.000.000 /tahun

8. Penentuan Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Dalam penentuan biaya produksi diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut:

- a. Dalam 1 hari, pabrik beroperasi selama 24 jam
- b. Dalam 1 tahun pabrik beroperasi selama 330 hari

Manufacturing Cost terbagi dalam 3 bagian:

1. *Direct Manufacturing Cost*
2. *Indirect Manufacturing Cost*
3. *Fixed Manufacturing Cost*

9. *Direct Manufacturing Cost*

Direct manufacturing cost terdiri dari:

1. *Raw Materials*

Pada proses produksi dipabrik ini diperlukan beberapa bahan baku utama agar proses produksi dapat berjalan. Dalam perhitungan biaya bahan baku diambil asumsi sebagai berikut:

Berikut biaya dari masing – masing bahan baku:

a. Minyak Kelapa Sawit

Harga = Rp 3.540,82 /kg
 Kebutuhan = 76.388.889 kg/tahun
 Biaya = Rp 270.479.304.759 /tahun

2. *Supervision*

Beban pengawasan adalah gaji seluruh personel yang bertanggung jawab untuk pengawasan langsung operasi produktif. Skala gaji bervariasi dengan tingkat tanggung jawab yang diperlukan. Perkiraan cepat dapat dibuat dengan menerapkan presentase dari biaya tenaga kerja sebesar 10 persen untuk operasi sederhana dan 25 persen untuk prosedur yang kompleks (Aries & Newton, 1955). Rentang biaya

supervise antara 10% -25%. Dalam perhitungan biaya supervise diambil 10% biaya karyawan:

$$= 10\% \times \text{Rp. } 8.772.000.000$$

$$= \text{Rp. } 877.200.000$$

3. *Maintenance*

Beban pemeliharaan termasuk biaya semua bahan dan tenaga kerja yang dipekerjakan dalam pemeliharaan rutin dan perbaikan insidental dan dalam beberapa kasus dalam revisi utama dari peralatan dan bangunan. Pemilihan biaya *maintenance* dapat dilihat di bawah ini. Dalam perhitungan biaya *maintenance* diasumsikan jenis operasinya dalam keadaan normal.(Aries &Newton, 1955).

$$\text{Diambil biaya maintenance} = 2\% \text{ FCI}$$

$$\text{Biaya maintenance} = 2\% \times \text{Rp. } 271.405.316.375$$

$$= \text{Rp. } 5.428.106.327$$

4. *Operating Labour*

Total biaya *Operating Labour* dapat dilihat pada tabel dibawah.Dalam penentuan gaji operating labour diasumsikan tidak ada kenaikan gaji.

Tabel 10.10 Operating Labour

No	Jabatan	Jumlah	Gaji / Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Direktur	1	30.000.000	30.000.000
2	Wakil Direktur	1	15.000.000	15.000.000
3	Sekretaris Perusahaan	1	6.000.000	6.000.000
4	Staf Sekretaris Perusahaan	3	4.500.000	13.500.000
5	Kepala Litbang	1	10.000.000	10.000.000
6	Staf Litbang	3	4.500.000	13.500.000
7	Kepala Divisi Teknik & Produksi	1	10.000.000	10.000.000
8	Kasi Maintenance & Teknik	1	7.000.000	7.000.000
9	Kasi Proses & Laboratorium	2	7.000.000	14.000.000
10	Kasi Utilitas & Quality Control	1	7.000.000	7.000.000
11	Staf Divisi Teknik & Produksi	10	4.500.000	45.000.000
12	Kepala Divisi Administrasi & Keu.	1	10.000.000	10.000.000
13	Kasi Diklat & Personalia	1	7.000.000	7.000.000
14	Kasi Kesehatan & KK	1	7.000.000	7.000.000
15	Kasi Anggaran Keu. & Administrasi	1	7.000.000	7.000.000
16	Staf Divisi Administrasi & Keu.	6	5.500.000	33.000.000
17	Kepala Divisi Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
18	Kasi Pemasaran dan Gudang	2	7.000.000	14.000.000
19	Kasi Distribusi dan Transportasi	1	7.000.000	7.000.000
20	Kasi Keamanan	1	7.000.000	7.000.000
21	Staf Divisi Pemasaran	8	4.500.000	36.000.000

22	Perawat dan K3	6	4.500.000	27.000.000
23	PMK	15	4.500.000	67.500.000
24	Karyawan Proses dan Produksi	20	4.500.000	90.000.000
25	Karyawan Mekanik	12	4.500.000	54.000.000
26	Karyawan Listrik dan Instrumen	12	4.500.000	54.000.000
27	Karyawan Laboratorium	6	3.500.000	21.000.000
28	Karyawan Quality Control	14	3.500.000	49.000.000
29	Petugas Keamanan (Security)	8	3.500.000	28.000.000
30	Sopir	3	3.500.000	10.500.000
31	Petugas Kebersihan	6	3.500.000	21.000.000
	Total	150	217.500.000	731.000.000

Total biaya operating labour

= Rp. 731.000.000 /bulan

= Rp. 731.000.000 /bulan x 12 bulan/tahun

= Rp. 8.772.000.000

5. *Plant Supplies*

Dalam setiap operasi manufaktur, banyak persediaan aneka diperlukan untuk menjaga proses berfungsi secara efisien. Barang-barang seperti grafik, pelumas, uji bahan kimia, perlengkapan custodian dan perlengkapan yang tidak dapat dianggap sebagai bahan baku atau pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan. Biaya tahunan untuk jenis persediaan adalah sekitar 10 persen dari total biaya untuk jenis persediaan adalah sekitar 10 persen dari total biaya pemeliharaan dan perbaikan. (Peter & Timmerhaus, 1991)

Biaya plant supplies (10% maintenance) = 10% x Rp. 5.428.106.327

= Rp. 542.810.633

6. *Royalties and Patents*

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten, dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak patent atau royalti berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Meskipun perkiraan kasar dari paten dan royalti biaya untuk proses di patentkan adalah 0 sampai 6 persen dari total biaya produk, insinyur harus menggunakan penilaian karena royalti bervariasi dengan seperti faktor sebagai jenis produk dan industri. (Peter & Timmerhause, 1991). Digunakan 1%

= 1% x Rp 514.300.000.000

= Rp. 5.143.000.000

7. Utilitas

Dalam penentuan biaya bahan utilitas diasumsikan tidak ada kenaikan harga pada masing – masing bahan utilitas tersebut

a. Asam Sulfat

Harga = Rp 10.856/kg

Kebutuhan = 140 kg/tahun

Biaya = Rp 1.522.827

b. NaOH

Harga = Rp 23.000/kg

Kebutuhan = 1.784 kg/tahun

Biaya = Rp 41.036.480

c. Na₂CO₃

Harga = Rp 15.000/kg

Kebutuhan = 70 kg/tahun

Biaya = Rp 1.051.380

d. Al₂(SO₄)₃

Harga = Rp 35.000/kg

Kebutuhan = 15.691 kg/tahun

Biaya = Rp 549.200.386

e. Bahan Bakar

Harga = Rp 9.400 /liter

Kebutuhan = 2.470.137 liter/tahun

Biaya = Rp 23.219.288.928

Total biaya bahan utilitas = Rp. 23.812.100.001

Tabel 10.11 Total Biaya Direct Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Biaya bahan baku	270.479.304.759
2	Biaya bahan Utilitas	23.812.100.001
3	<i>Operating Labour</i>	8.772.000.000
4	<i>Supervise</i>	877.200.000
5	<i>Maintenance</i>	5.428.106.327
6	<i>Plant supplies</i>	542.810.633
7	<i>Royalties and patents</i>	5.143.000.000
Jumlah		315.054.521.720

10. Indirect Manufacturing Cost

Biaya *Indirect Manufacturing Cost* terdiri dari :

1. Payroll overhead

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pension, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan sosial, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji *overhead*. Sementara masing-masing item dapat diperkirakan secara individual, mereka dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja (*Operating Labour*). (Aries& Newton, 1955)

$$\begin{aligned} &= 15\% \times \text{Operating Labor} \\ &= 15\% \times \text{Rp. } 8.772.000.000 \\ &= \text{Rp. } 1.315.800.000 \end{aligned}$$

2. Laboratory

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja dapat digunakan. (Aries& Newton, 1955)

$$\begin{aligned} &= 10\% \text{ Operating labor} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 8.772.000.000 \\ &= \text{Rp. } 701.760.000 \end{aligned}$$

3. Packaging & Shipping

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk serta pada nilai. (Aries& Newton, 1955)

$$\begin{aligned} &\text{Dalam perhitungan biaya packaging diambil} = 0,5\% \text{ total penjualan} \\ &= 0,5\% \times \text{total penjualan} \\ &= 0,5\% \times \text{Rp. } 514.300.000.000 \\ &= \text{Rp. } 4.386.000.000 \end{aligned}$$

4. Plant Overhead

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang dipersyaratkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilai setara dengan 50 sampai 100 persen dari biaya tenaga kerja produktif. (Aries & Newton, 1955)

$$= 50\% \text{ Operating Labor}$$

$$= 50\% \times \text{Rp. } 8.772.000.000$$

$$= \text{Rp. } 8.975.060.000$$

Total *Indirect Manufacturing Cost* dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 10.12 Total Indirect Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	1.315.800.000
2	<i>Laboratorium</i>	701.760.000
3	<i>Plant Overhead</i>	2.571.500.000
4	<i>Packaging & Shipping</i>	4.386.000.000
	Jumlah	8.975.060.000

11. *Fixed Manufacturing Cost*

Biaya *fixed manufacturing cost* terdiri dari:

1. *Depreciation*

Untuk menghitung biaya ini, penurunan nilai alat diasumsikan terjadi sepanjang tahun. Penurunan nilai ini disebut sebagai penyusutan (depresiasi) yang dapat diperoleh dari perbedaan antara biaya awal dan nilai sisa. (Peter & Timmerhause, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Biaya depresiasi} &= 10\% \text{ Fixed Capital Investment (Aries \& Newton, 1955)} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 271.405.316.375 \\ &= \text{Rp. } 27.140.531.637 \end{aligned}$$

2. *Property taxes*

Besarnya pajak properti lokal tergantung pada lokalitas tertentu dari pabrik dan peraturan daerah. Pajak properti tahunan untuk pabrik di daerah padat penduduk, biasanya dalam kisaran 2 sampai 4 persen dari *fixed*-modal investasi. Di daerah yang kurang penduduknya, pajak properti lokal sekitar 1 sampai 2 persen dari investasi terikat-modal. (Peter & Timmerhause, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Biaya } \textit{property taxes} &\text{ diambil } 2\% \text{ Fixed Capital Investment} \\ &= 2\% \times \text{Rp. } 271.405.316.375 \\ &= \text{Rp. } 5.428.106.327 \end{aligned}$$

3. Insurance

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 2 persen dari fixed-modal investasi.

(Peter & Timmerhaus,1991)

Biaya asuransi diambil 2 % dari Fixed Capital Investment

= 2% x Rp. 271.405.316.375

= Rp. 5.428.106.327

Tabel 10.13 Total Fixed Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	27.140.531.637
2	Property Tax	5.428.106.327
3	Asuransi	5.428.106.327
	Jumlah	37.996.744.292

Dari perhitungan diatas maka dapat dihitung Total Manufacturing Cost (TMC)

Total Manufacturing Cost (TMC) dapat di lihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 10.14 Total DMC, IMC dan FMC

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	DMC	315.054.521.720
2	IMC	8.975.060.000
3	FMC	37.996.744.292
	Jumlah	362.026.326.013

12. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan Perhitungan

Capital Investment (Total Modal)

Modal kerja industry (*Working Capital*)

1. Raw material inventory

Biaya yang dibebankan pada stok bahan baku yang diperlukan untuk pembuatan produk selama 1 bulan. Untuk memperkirakan tujuan 1 bulan pasokan pada nilai yang dibeli dapat digunakan (Aries & Newton,1955).

= Biaya bahan baku dalam 1 tahun (12 bulan)

= Rp. 270.479.304.759/ 12 bulan

= Rp. 22.539.942.063

2. *In process inventory*

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang diproses dalam alat produksi. Dapat diperkirakan sebagai satu setengah dari total biaya manufaktur yang terjadi selama periode setara dengan total menahan waktu yang dibutuhkan untuk diproses.

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} &= 1,5 \times \text{Manufakturing Cost/Bulan} \\ &= 1,5 \times \text{Rp. } 362.026.326.013/ 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp. } 45.253.290.752 \end{aligned}$$

3. *Product Inventory*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut tidak dapat langsung terjual .Atau biaya untuk mengantisipasi beberapa produk yang diproduksi dengan laju konstan dan dijual secara musiman, banyak komoditas mungkin rusak atau tidak stabil atau mungkin memerlukan fasilitas penyimpanan khusus. Karena tidak adanya data tertentu, persediaan produksi dapat diasumsikan

sama dengan produksi 1 bulan senilai biaya produksi. (Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} &= \text{Manufacturing Cost/Bulan} \\ &= \text{Rp. } 362.026.326.013/ 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp. } 30.168.860.501 \end{aligned}$$

4. *Available Cash*

Merupakan biaya yang diperlukan untuk pembayaran upah dan jasa dan bahan.Kas yang tersedia dapat di perkirakan sebagai beban manufaktur 1 bulan.

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} &= \text{Manufacturing Cost/Bulan} \\ &= \text{Rp. } 362.026.326.013/ 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp. } 30.168.860.501 \end{aligned}$$

5. *Extended Credit*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan.Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau dua kali biaya produksi. (Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} &= 2 \times \text{Manufacturing cost/bulan} \\ &= 2 \times \text{Rp. } 362.026.326.013/ 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp. } 60.337.721.002 \end{aligned}$$

Tabel 10.15 Total Biaya Working capital

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	22.539.942.063
2	<i>In Process Inventory</i>	45.253.290.752
3	<i>Product Inventory</i>	30.168.860.501
4	<i>Available Cash</i>	30.168.860.501
5	<i>Extended Credit</i>	60.337.721.002
	Jumlah	188.468.674.819

13. Total Modal (*Capital Investment*)

Total modal (*Capital Investments*) merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja
 $= \text{Fixed Capital Investment} + \text{Working Capital}$
 $= \text{Rp. } 459.873.991.194$

14. General Expense dan Total Biaya Produksi

General expense adalah berbagai pengeluaran yang dikeluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang disebut beban umum. Ini mencakup biaya administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan. (Aries & Newton, 1955)

1. Administrasi

Biaya administrasi merupakan sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk memperkirakan biaya administrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2 sampai 3 persen dari harga jual atau 3 sampai 6 persen dari biaya produksi.

(Aries & Newton, 1955)

Biaya administrasi diambil $= 3\% \text{ Manufacturing Cost}$
 $= 3\% \times \text{Rp. } 362.026.326.013$
 $= \text{Rp. } 10.860.789.780$

2. Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjuala dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk

itu dalam jumlah yang sama dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya produksi (Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya sales} &= 3\% \text{ Manufacturing Cost} \\ &= 3\% \times \text{Rp. } 362.026.326.013 \\ &= \text{Rp. } 10.860.789.780 \end{aligned}$$

3. Finance

Biaya finance 5% Working Capital ditambah Fixed Capital Investment (Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya finance diambil 5\% dari WC + FCI} \\ &= \text{Rp. } 22.993.699.560 \end{aligned}$$

4. Riset

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 sampai 4 persen dari harga jual atau 3,5-8 persen dari biaya produksi.

$$\begin{aligned} \text{Biaya riset} &= 2\% \text{ Total penjualan} \\ &= 2\% \times \text{Rp. } 5.428.106.327 \\ &= \text{Rp. } 10.286.000.000 \end{aligned}$$

Tabel 10.16 Total Biaya General Expense

No.	Komponen	Biaya (Rp)
1	Administrasi	10.860.789.780
2	<i>Sales expenses</i>	10.860.789.780
3	<i>Finance</i>	22.993.699.560
4	<i>Research</i>	10.286.000.000
Jumlah		55.001.279.120

15. Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned} \text{Total biaya produksi} \\ &= \text{Manufacturing cost} + \text{General expense} \\ &= \text{Rp. } 417.027.605.133 \end{aligned}$$

Harga Jual dan Harga Dasar

- Harga Dasar

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi pertahun} &= 37.000.000 \text{ kg} \\ \text{Harga dasar} &= \frac{\text{Rp. } 417.027.605.133}{37.000.000 \text{ kg}} \\ &= \text{Rp. } 10.426 / \text{kg} \end{aligned}$$

- Harga Jual
 Harga jual Gliserol = Rp. 13.900/ kg

10.3. Analisa

1. Analisa Keuntungan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian yaitu:

- a. Keuntungan sebelum pajak
 - = Total penjualan – Total Biaya Produksi
 - = Rp 514.300.000.000 - Rp. 417.027.605.133
 - = Rp. 97.272.394.867 / tahun
- b. Keuntungan setelah pajak (20% keuntungan sebelum pajak)
 - Keuntungan produksi
 - = Keuntungan sebelum pajak x (100 – 20)%
 - = Rp 97.272.394.867 /tahun x 80%
 - = Rp. 77.817.915.893/tahun

2. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik ini. Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton, 1955. Adapun biaya-biaya tersebut antara lain:

Fixed Cost (Fa):

1. Depresiassi (10% FCI)	= Rp. 27.140.531.637
2. Property tax (2% FCI)	= Rp. 5.428.106.327
3. Insurance (2% FCI)	= Rp. 5.428.106.327+
	<hr/>
	= Rp. 38.946.020.958

Variable Cost (Va)

1. Biaya Bahan Baku	= Rp. 270.479.304.759
2. Packaging& Shipping	= Rp. 2.571.500.000
3. Utilitas	= Rp. 23.812.100.001
4. Royalty dan Patent	= Rp. 5.143.000.000+
	<hr/>
	= Rp. 302.005.904.760

Regulated Cost (Ra)

1. Gaji Operating Labor	= Rp 8.772.000.000
2. Payroll Overhead	= Rp. 1.315.800.000
3. Plant Overhead	= Rp. 4.386.000.000
4. Supervisi	= Rp. 877.200.000
5. Laboratorium	= Rp. 701.760.000
6. General Expense	= Rp. 55.001.279.120
7. Maintenance	= Rp. 5.428.106.327
8. Plant Supplies	= Rp. 542.810.633+
	<hr/>
	= Rp. 89.679.595.571

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi yang ditinjau dari:

1. *Return On Investment (ROI)*

ROI adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\%$$

Perhitungan ROI :

a. Sebelum pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

$$\text{FCI} = \text{Rp. } 271.405.316.375$$

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp. } 97.272.394.867$$

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp. } 97.272.394.867}{\text{Rp. } 271.405.316.375} \times 100\% \\ &= 35,840 \% \end{aligned}$$

b. Sesudah pajak

$$\text{Laba sesudah pajak} = \text{Rp. } 77.817.915.893$$

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp. } 77.817.915.893}{\text{Rp. } 271.405.316.375} \times 100\% \\ &= 28,672 \% \end{aligned}$$

2. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap Fixed Capital Investment (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

$$\text{POT} = \frac{\text{Investment}}{\text{cash return}} \times 1 \text{ tahun}$$

Cash Return meliputi annual profit dan depresiasi

Sebelum pajak:

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp. } 97.272.394.867$$

$$\text{FCI} = \text{Rp. } 271.405.316.375$$

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{profit} + 0,1 \text{ FCI}}$$

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp. } 271.405.316.375}{\text{Rp. } 97.272.394.867 + (0,1 \times \text{Rp. } 271.405.316.375)} \\ &= 2,1 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Sesudah pajak:

$$\text{Laba sesudah pajak} = \text{Rp. } 77.817.915.893$$

$$\begin{aligned} \text{POT setelah pajak} &= \frac{\text{Rp. } 626.199.014.043}{\text{Rp. } 77.817.915.893 + (0,1 \times \text{Rp. } 271.405.316.375)} \\ &= 2,5 \text{ tahun} \end{aligned}$$

3. Break Eent Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknnya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian.

$$\text{BEP} = \frac{(\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra})}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100\%$$

Perhitungan BEP

$$\text{Fa} = \text{Rp } 38.946.020.958$$

$$\text{Ra} = \text{Rp } 89.679.595.571$$

$$\text{Sa} = \text{Rp } 514.300.000.000$$

$$\text{Va} = \text{Rp } 302.005.904.760$$

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Rp } 38.946.020.958 + (0,3 \times \text{Rp } 89.679.595.571)}{\text{Rp } 514.300.000.000 - \text{Rp } 302.005.904.760 - (0,7 \times \text{Rp } 89.679.595.571)} \\ &= 44,0 \% \end{aligned}$$

4. Shut down point (SDP)

SDP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian dari kapasitas produksinya, maka pabrik baik berproduksi maupun tidak hanya dapat mengembalikan fixed capital investment.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\%$$

Perhitungan SDP

$$Fa = \text{Rp } 38.946.020.958$$

$$Ra = \text{Rp } 89.679.595.571$$

$$Sa = \text{Rp } 514.300.000.000$$

$$Va = \text{Rp } 302.005.904.760$$

$$SDP = \frac{0,3 \times \text{Rp } 89.679.595.571}{\text{Rp } 514.300.000.000 - \text{Rp } 302.005.904.760 - (0,7 \times \text{Rp } 89.679.595.571)}$$

$$= 17,9 \%$$

5. Discounted Cash Flow (DCF)

DFC merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$R = (FCI + WC)(1 + i)^n - SV - WC$$

$$S = CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1]$$

Dimana:

- n = Umur pabrik (10 tahun)
- R = Cash Flow berdasarkan pendapatan akhir tahun
- S = Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan salvage value dan working capital
- CF = Cash flow setelah pajak
- FCI = Fixed Capital Investment
- WC = Working Capital
- SV = Salvaage Value (10% FCI)
- i = Interest/ Discounted Cash Flow
- FCI = Rp 271.405.316.375
- SV = Rp 27.140.531.637
- WC = Rp 188.468.674.819
- CF = keuntungan setelah pajak + depresiasi + finance

$$= \text{Rp } 127.952.147.090$$

Trial & error untuk mencari harga i .

Rumus perhitungan:

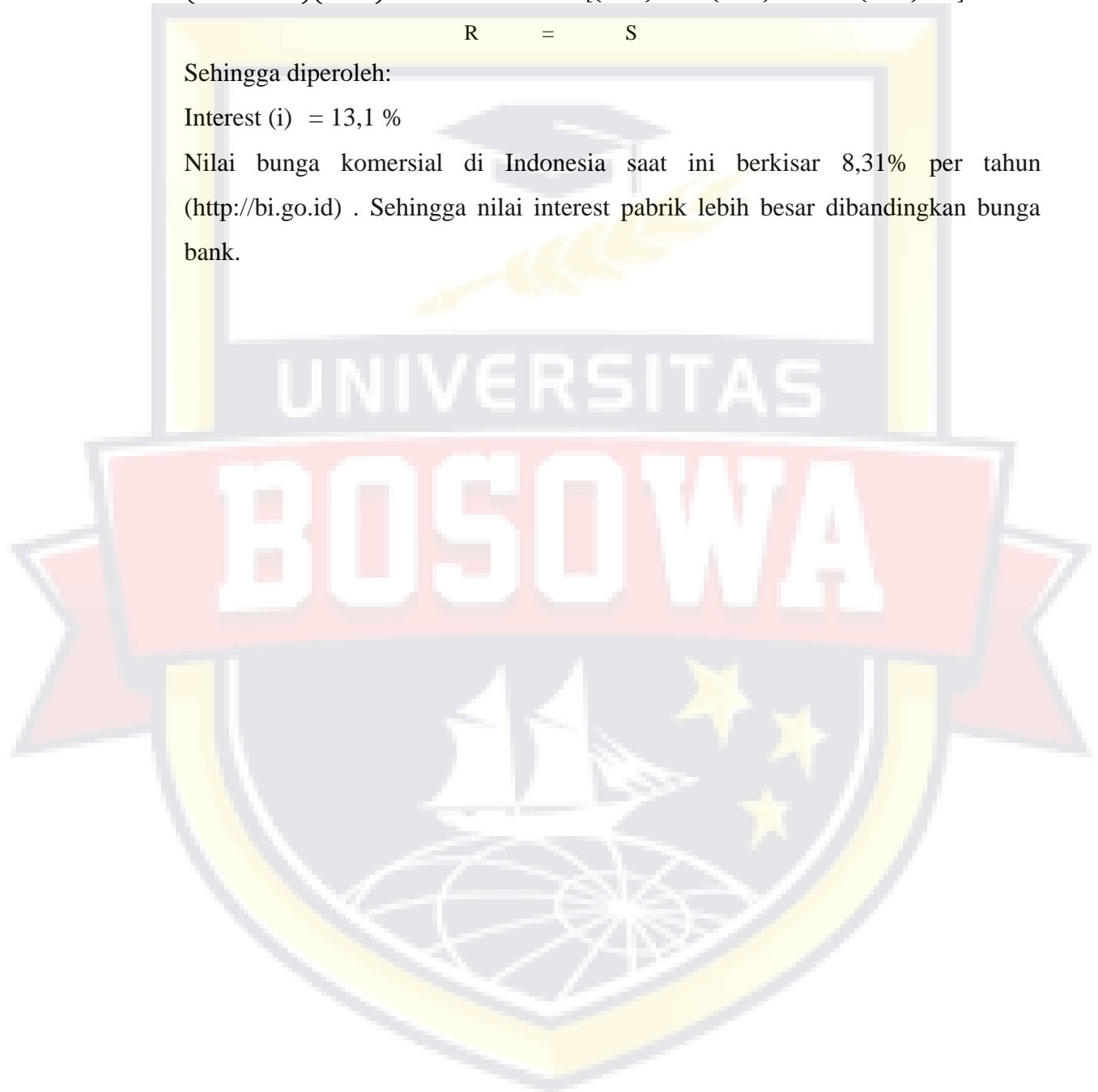
$$(FCI + WC)(1 + i)^n - SV - WC = CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1]$$

$$R = S$$

Sehingga diperoleh:

$$\text{Interest } (i) = 13,1 \%$$

Nilai bunga komersial di Indonesia saat ini berkisar 8,31% per tahun (<http://bi.go.id>) . Sehingga nilai interest pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.



BAB XI KESIMPULAN

1. Prarancangan pabrik asam lemak dari minyak kelapa sawit dengan kapasitas produksi 37.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Riau, Kepulauan Riau, membutuhkan bahan baku berupa minyak kelapa sawit sebanyak 9645,0617 kg/tahun.

Sesuai perhitungan analisa ekonomi dapat diketahui :

- a. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak Rp. 97.272.394.867 dan sesudah pajak yaitu dan Rp. 77.817.915.893.
- b. *Return on Investment* (ROI) untuk pabrik ini 35,84 % sebelum pajak dan 28,67 % sesudah pajak.
- c. *Pay Out Time* (POT) untuk pabrik ini adalah 2,1 tahun sebelum pajak dan 2,5 tahun sesudah pajak.
- d. *Break Event Point* (BEP) adalah 44,0 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 40-60 %.
- e. *Shut Down Point* (SDP) adalah 17,9 %.

Berdasarkan perhitungan analisis ekonomi di atas, dapat disimpulkan prarancangan pabrik Asam Lemak dari minyak kelapa sawit dengan kapasitas produksi 37.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D, 1945. *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Badan Pusat Statistik Republik Indonesia. 2022. Data Impor Minyak Kelapa Sawit Nasional. www.bps.go.id. Diakses pada tanggal 5 Juni 2022.
- Brown, G.G.,1950. *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1950. *Proses Equipment Design*, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Chemical Engineering Online. 2014. *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Diakses pada 17 Juni 2022 dari www.chemengonline.com/pci-home
- Chalidazia, I. dan Musita Alfiani (2017) *Pabrik Gliserol Dari Minyak Kelapa Sawit Dengan Proses Continuous Fat Splitting*. Institut Teknologi 10 Nopember. Surabaya.
- Dhani Gartina, dan R. Lucky Lukmana Sukriya (2019) *Statistik Perkebunan Indonesia Komoditas Kelapa Sawit Tahun*. Direktorat Jendral Perkebunan: Jakarta.
- Geankoplis, C.J. & Richardson, J. F. 1993. *Design Transport Process and Unit Operation*. Singapore: Pegamon Press.
- Kern, D. Q, 1950. *Process Heat Transfer*, International Edition, McGraw-Hill, Kokagusha, Tokyo.
- Kuncoro, Yudha Rizky. 2017. *Prarancangan Pabrik Gliserol dari Crude Palm Oil (CPO) dan Air Kapasitas 9000 ton/tahun*. Skripsi. Tidak diterbitkan. Universitas Muhammadiyah Surakarta: Surakarta.
- Lestari, Diah Eka. 2012. *Prarancangan Pabrik Asam Lemak dari Minyak Kelapa Sawit Kapasitas 65.000 ton/tahun*. Skripsi. Tidak diterbitkan. Universitas Muhammadiyah Surakarta: Surakarta.
- Levenspiel, O., 1972. *Chemical Reaction Engineering, 2nd ed.*, John Wiley & Sons, Inc., Canada.
- Luhur whisnu pambudi. dan Muhammad Yusuf Redinal (2018) '*Pra Rancangan Pabrik Fatty Acid Dengan Produk Samping Gliserol Dari Crude Palm Oil*', *Pra Rancangan Pabrik Fatty Acid Dengan Produk Samping Gliserol Dari Crude Palm Oil*, Universitas Islam Indonesia: Yogyakarta p. 185.

- McKetta, J.J. & Cunningham, W. A. 1984. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design. Volume 13*. New York: Merzell Dekker.td
- Muliadi, D. (2015) *Industri Oleokimia* , Universitas Sumatera Utara . Sumatera Utara7', pp. 7–37.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1950, *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 3th Edition*, McGraw-Hill Book Co., New York.
- Putri, dan sinthya ade (2018), *perancangan pabrik fatty acid methyl ester dari minyak kelapa sawit kapasitas 80.000 ton/tahun*, Universitas Islam Indonesia: Yogyakarta p. 146.
- Setyoprato, Paguh. 2012. *Produksi Asam Lemak dari Minyak Kelapa Sawit dengan Proses Hidrolisis*. Jurnal Teknik Kimia Vol.7 No.1: Surabaya.
- Panut Mulyono. (2021). *Analisa Ekonomi*. Universitas Gadjah Mada: Yogyakarta.
- Widiana, N. dkk. (2010) *'Prarancangan Pabrik Asam Lemak dari Minyak Kelapa Sawit Kapasitas 70.000 ton/tahun* : Surakarta.



BOSOWA

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 37.000 Ton/tahun

= 111,1111111 Ton/hr

= 4,62962963 Ton/jam

= 4629,62963 Kg/jam

Waktu Operasi = 330 Hari/tahun

Basis Perhitungan = 100 Kg/jam umpan minyak kelapa sawit

Komposisi Bahan Baku:

1. Minyak kelapa sawit (CPO) = 99%
2. Air = 30%
3. Asam lemak = 18%
4. Gliserol = 18 %

Komponen	Rumus molekul	BM(kg/kmol)
Minyak kelapa sawit	$C_{16}H_{23}O_2$	278
Air	H_2O	18
Asam lemak	$CH_3(CH_2)_{14}COOH$	256
Gliserol	$C_5H_3(OH)_3$	92

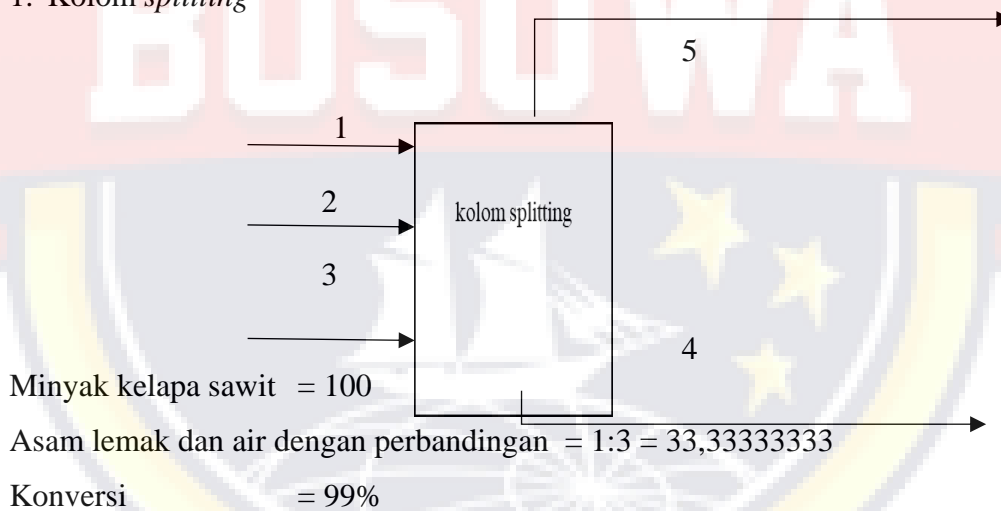
Komponen asam yang terdapat dalam minyak kelapa sawit

Komponen	Fraksi
Asam laurat	0,002
Asam miristat	0,010
Asam palmitate	0,480
Asam stearate	0,048
Asam oleat	0,370
Asam linoleate	0,090
Total	1,00

Perhitungan dalam massa minyak kelapa sawit :

1. Asam laurat = fraksi x massa minyak kelapa sawit
= 0,002 x 100
= 0,2000
2. Asam miristat = 0,010 x 100
= 1,0000
3. Asam palmitat = 0,480 x 100
= 48,0000
4. Asam stearat = 0,048 x 100
= 4,8000
5. Asam oleat = 0,370 x 100
= 37,0000
6. Asam linoleat = 0,090 x 100
= 9,0000

1. Kolom *splitting*



Reaksi yang terjadi

$$C_{51}H_{98}O_6 + 3H_2O \longrightarrow 3C_{16}H_{32}O_2COOH + C_3H_5(OH)_3$$

Mula-mula	0,1875	1,81181		
Yang bereaksi	0,1856	0,5568	0,5568	0,1856
Sisa reaksi	0,001875	1,2549	0,5568	0,1856

Arus masuk

Arus 1 = CPO dan air

CPO = 100 Kg/jam

CPO murni = $0,480 \times 100$

= 48 Kg/jam

Pengotor = $(0,2000 + 1,0000 + 48,0000 + 4,8000 + 37,0000 + 9,0000)$

= 52 Kg/jam

Arus 3 = air

= 82,7477 Kg/jam

Arus keluar

Arus 4 = gliserol dan air

= $0,1856 \times 92 \text{ Kg/kmol}$

= 17,0775 Kg/jam

Air = $1,2549 \times 18 \text{ Kg/kmol}$

= 22,5889 Kg/jam

Arus 5 = asam lemak dan minyak kelapa sawit

Minyak kelapa sawit = $0,001875 \times 278 \text{ Kg/kmol}$

= 0,52125 Kg/kmol

Asam lemak = $0,5568 \times 256 \text{ Kg/kmol}$

= 142,56 Kg/jam

Komponen	Input		Output	
	Arus 1	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Minyak kelapa sawit	100			0,52125
Air		82,7477	22,5889	
Asam lemak				142,56
Gliserol			17,0775	
Total		183		183

Data kelarutan terhadap air

Komponen	Sifat kelarutan	Densitas
Minyak kelapa sawit	-	0,8595
Air	-	1,0000
Asam lemak	-	0,8530
Gliserol	100 mg/mL	1,2600

Menghitung densitas campuran dari masing-masing komponen

$Q_{\text{campuran}} = \text{fraksi} \times \text{densitas}$

Komponen	BM	Umpan		fraksi	Densitas	Densitas campuran
	(Kg/kmol)	Kmol/jam	Kg/jam			
Minyak kelapa sawit	278	0,001875	0,5213	0,002844	0,895	0,00284
Air	18	1,2549	22,5889	0,12599	1,0000	0,1260
Asam lemak	256	0,05569	142,5600	0,77796	0,8530	0,6636
Gliserol	92	0,1856	17,0775	0,09319	1,2600	0,1147

Komponen larut dalam air (fase berat)

Komponen	Kg/jam	Fraksi	densitas	Densitas campuran
Gliserol	17,0775	0,4252	1,2600	0,53357
Air	22,5889	0,5748	1,0000	0,5748
Total	40,1656	1,0000	2,2600	1,105

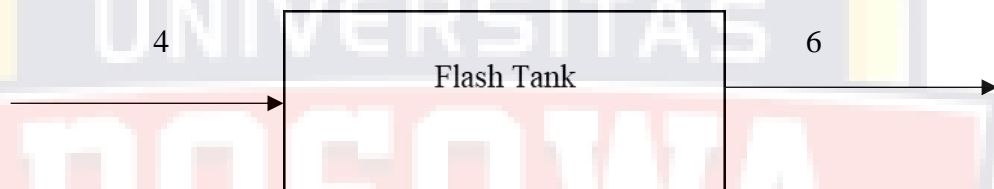
Komponen larut dalam air (fase ringan)

Komponen	Kg/jam	fraksi	densitas	Densitas campuran
Minyak kelapa sawit	0,5213	0,9964	0,8530	0,8499
Asam lemak	142,5600	0,0036	0,8950	0,0033
Total	143,0813	1,0000	1,7480	0,8532

Komponen	BM	Umpan	Fase berat	Fase ringan
	(Kg/kmol)	Kmol/jam	Kg/jam	(arus 4) (Kg/jam)
Minyak Sawit	287	0,001875	0,5213	0,5213
Air	18	1,2549	22,5889	22,5889
Asam lemak	256	0,05569	142,5600	142,5600
Gliserol	92	0,1856	17,0775	17,0775
Total		183		183

2. Flash Tank 1

Fungsi : Menampung gliserol dan air yang berasal dari kolom *splitting* untuk menurunkan suhunya



Arus masuk

Arus 4 adalah arus keluaran dari kolom *splitting* yang masuk ke *flash tank*

Air = 22,5889

Gliserol = 17,0775

Arus 6

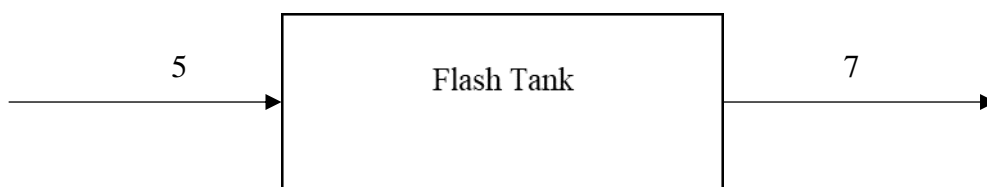
Air = 22,5889

Gliserol = 17,0775

Komponen	Input	Output
	Arus 4	Arus 6
Air	22,5889	22,5889
Gliserol	17,0775	17,0775
Total	39,666	39,666

3. Flash Tank 2

Fungsi : Menampung minyak kelapa sawit dan asam lemak yang berasal dari kolom *splitting* untuk menurunkan suhunya



Arus masuk

Arus 5 adalah arus keluaran dari kolom splitting yang masuk ke *flash tank*

Minyak kelapa sawit = 0,5213

Asam lemak = 22,5889

Arus 7

Minyak kelapa sawit = 0,5213

Asam lemak = 22,5889

Komponen	Input	Output
	Arus 5	Arus 7
Minyak kelapa sawit	0,5213	0,5213
Asam lemak	22,5889	22,5889
Total	143,081	143,081

Faktor pengali

$$\text{Faktor pengali} = \frac{4629,62963}{48,000} = 96,45061728$$

1. Kolom Splitting

Komponen	Input			Output
	Arus 1	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Minyak kelapa sawit	9645,0617			50,2749
Air		8037,5514	2178,7212	
Asam lemak				13750
Gliserol			1647,1354	
Total	17682,6132			17682,6132

2. Flash Tank 1

Komponen	Input	Output
	Arus 4	Arus 6
Gliserol	2178,7212	2178,7212
Air	1647,1354	1647,1354
Total	3825,8566	3825,8566

3. Flash Tank 2

Komponen	Input	Output
	Arus 5	Arus 7
Minyak kelapa sawit	50,2749	50,2749
Asam lemak	13750	13750
Total	13800,2749	13800,2749



LAMPIRAN B
NERACA PANAS

1. Data Kapasitas Panas (Cp) dalam Wujud Cair

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} Cp dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

Dalam hubungan ini :

Cp = Kapasitas panas (Kj/kmol)

T = Suhu system (K)

Komponen	A	B	C	D
Minyak kelapa sawit	86,29	3,5237	-0,0073217	6,1001E-08
Air	92,053	-0,033995	-0,000211	0,000000535
Asam lemak	241,348	2,3065	-0,0050883	4,7468E-06
Gliserol	9,656	0,42825	-0,00025797	3,1794E-08

(Carl L.Yaws, 1999).

2. Data Konstanta Penguapan (Hv)

$$Hv = A \times \left(1 - \frac{T}{Tc}\right)^n$$

Komponen	A	Tc	n
Minyak kelapa sawit	92,115	776	0,208
Air	52,053	647,13	0,321
Asam lemak	133,937	775	0,399
Giserol	27,769	723	0,301

(Carl L.Yaws, 1999).

3. Data Tekanan Uap Murni

$$\log P = A + \frac{B}{T} + C \log T + DT + ET^2$$

Dalam hubungan ini :

P = Tekanan uap murni (mmHg)

T = Suhu sistem (K)

Komponen	A	B	C	D	Tmin(K)	Tmax(K)
Minyak kelapa sawit	34,6559	-5264,5	-8,8645	0,0023028	336,66	776
Air	34,69	-3152,2	-7,3037	2,4E-09	273	647
Asam Lemak	40,6453	-7544,2	-7,5552	-0,010656	268,15	628
Gliserol	-62,7929	-3658,5	34,249	-0,05194	291,33	273

(Carl L.Yaws, 1999)

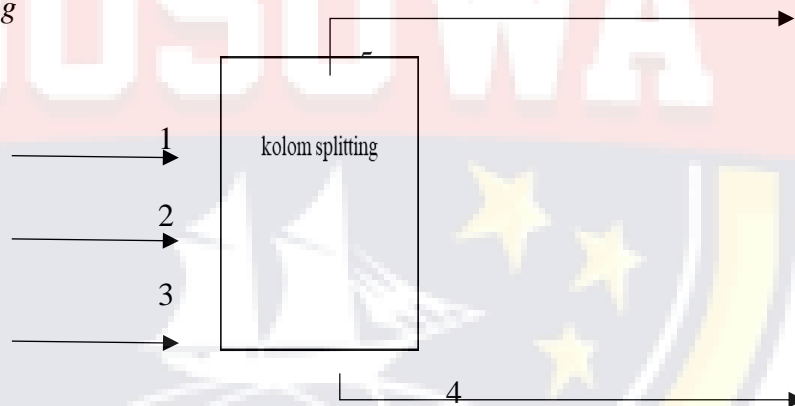
4. Data panas pembentukan standar

Panas pembentukan standar pada suhu 298 K (Kj/mol)

Komponen	ΔH_f (298 K)
Minyak kelapa sawit	-737
Air	-241,8
Asam lemak	-540
Gliserol	-582,8

(Carl L.Yaws, 1999)

1. Kolom *Splitting*



Panas *input* = 225°C (528 K)

Panas *reff* = 25 °C (298 K)

Arus 3 yang berasal dari *steam*

Menghitung C_p menggunakan rumus :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Cp	Q
Minyak kelapa sawit	0,52125	0,001875	83396,86682	43470,61683
Air	23,09	1,254943404	19791,56392	456949,6321
Asam lemak	142,5600	0,556875	99201,38945	14142150,08
Gliserol	17,0775	0,185625	12524,09533	213880,238
Total	183,24685	1,999318404	214913,9155	14856450,57

Panas output = 535 °C (528 K)

Panas reff = 25 °C (298 K)

Komponen	Cp (Kj/mol)	Laju alir (Kmol/jam)	Fase atas arus 5 (kg/jam)	Fase bawah arus 4 (kg/jam)	Q output fase atas	Q output fase bawah
Minyak kelapa sawit	83396,86 682	0,001875	0,52125		43470, 61683	
Air	19791,56 392	1,254943404		23,09		456949 ,6321
Asam lemak	99201,38 945	0,556875	142,5600		141421 50,08	
Gliserol	12524,09 533	0,185625		17,0775		213880 ,238
Total	214913,9 155	1,999318404	143,08125	40,16560 127	141856 20,7	670829 ,8701

Jumlah steam yang dibutuhkan:

Digunakan steam pada 125°C, $\lambda = 2306,304$ Kj/kg

$$m = 14856450,57 \text{ Kj/jam} / 2306,304 \text{ Kj/kg}$$

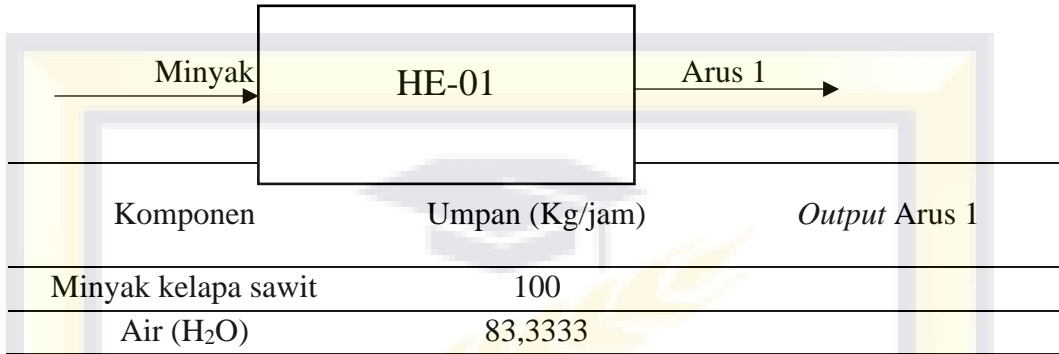
$$= 6441,6705$$

Akumulasi

Komponen	Q input (arus 1)	Q output (arus 4 dan 5)
Q umpan	14856450,57	
Q reaksi		
Fase atas		14185620,7
Fase bawah		670829,8701
Total	14856450,57	14856450,57

2. Heater 1

Fungsi untuk memanaskan minyak kelapa sawit sebelum masuk kedalam kolom *splitting*



Panas masuk

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{in}} = 32^{\circ}\text{C} = 305^{\circ}\text{K}$$

Komponen	A	B	C	D
Minyak kelapa sawit	86,29	3,5237	-0,0073217	6,1001E-08
Air	92,053	-0,033995	-0,000211	0,000000535

Menghitung Q minyak kelapa sawit menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 86,29(305-298) + \frac{3,5237(305-298)^2}{2} + \frac{-0,0073217(305-298)^3}{3} + \frac{6,1001E-08(305-298)^4}{4}$$

$$= 689,5236$$

Menghitung Q air menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 92,053 (305-298) + \frac{-0,034(305-298)^2}{2} + \frac{-0,00021(305-298)^3}{3} + \frac{0,000000535-08(305-298)^4}{4}$$

$$= 643,5143$$

Q1 = Qminyak kelapa sawit + Q air

$$= 689,5236 + 643,5143$$

$$= 1333,038$$

Panas keluar

Treff = 25°C = 298°K

Tout = 90°C = 363°K

Menghitung Q minyak kelapa sawit menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 86,29(363-298) + \frac{3,5237(363-298)^2}{2} + \frac{-0,0073217(363-298)^3}{3} + \frac{6,1001E-08(363-298)^4}{4}$$

$$= 12382,69786$$

Menghitung Q air menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 92,053 (363-298) + \frac{-0,034(363-298)^2}{2} + \frac{-0,00021(363-298)^3}{3} + \frac{0,000000535-08(363-298)^4}{4}$$

$$= 5894,702792$$

Q2 = Qminyak kelapa sawit + Q air

$$= 12382,69786 + 5894,702792$$

$$= 18277,4$$

Panas yang dibutuhkan dari heater

Q3 = Q2-Q1

$$= 18277,4 - 1333,038$$

$$= 16944,36276$$

Jumlah steam yang dibutuhkan:

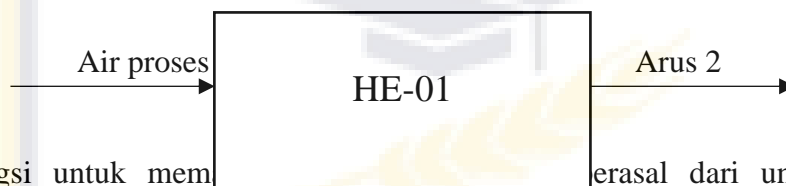
Digunakan steam pada 125°C, λ = 2306,304 Kj/kg

m = 16944,36276 Kj/jam / 2306,304 Kj/kg

$$= 7,346 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (umpan)	Output (arus 1)
Minyak kelapa sawit	689,5236	12382,69786
Air	1333,038	5894,702792
Q heater	16944,36276	
Total	18277,40065	18277,40065

3. Heater 2



Fungsi untuk memerasal dari unit tangki sebelum dimasukkan kedalam kolom *splitting* sebagai pemanas

Komponen	A	B	C	D	N H ₂ O
Air	92,053	-0,033995	-0,000211	0,000000535	1,462570991

Panas masuk :

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 32^{\circ}\text{C} = 305 \text{ K}$$

$$T_{\text{steam in}} = 225^{\circ}\text{C} = 528 \text{ K}$$

Menghitung Q air menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 92,053 (305-298) + \frac{-0,034(305-298)^2}{2} + \frac{-0,00021(305-298)^3}{3} + \frac{0,000000535-08(305-298)^4}{4}$$

$$= 643,5143$$

$$\text{Menghitung } \Delta H_1 : \Delta T = (305-298)^{\circ}\text{K} = 7$$

$$\Delta H_1 = n_{\text{H}_2\text{O}} \times Q_{\text{air}} \times \Delta T$$

$$= 82,3333 \times 643,5143 \times 7$$

$$= 370878,8$$

Panas keluar :

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{out}} = 90^{\circ}\text{C} = 363^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{steam out}} = 262^{\circ}\text{C} = 535^{\circ}\text{K}$$

Menghitung Q air menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 92,053 (363-298) + \frac{-0,034(363-298)^2}{2} + \frac{-0,00021(363-298)^3}{3} + \frac{0,000000535-08(363-298)^4}{4}$$

$$= 5894,702792$$

Menghitung ΔH_2 : $\Delta T = (363-298)^\circ\text{K} = 65$

$$\Delta H_2 = n_{H_2O} \times Q_{air} \times \Delta T$$

$$= 82,33333 \times 5894,702792 \times 65$$

$$= 31546484,44$$

Panas yang dibutuhkan dari heater

$$Q_3 = Q_2 - Q_1$$

$$= 5894,702792 - 643,5143$$

$$= 5251,188473$$

Menghitung panas yang lolos (Q_{loss})

Asumsi = Q_{loss} 5% dari jumlah panas yang masuk

$$= 5\% \times \Delta H_1$$

$$= 5\% \times 370878,8$$

$$= 18543,93763 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_s = \Delta H_2 - \Delta H_1 + Q_{loss}$$

$$= 31546484,44 - 370878,8 + 18543,93763$$

$$= 31194149,63$$

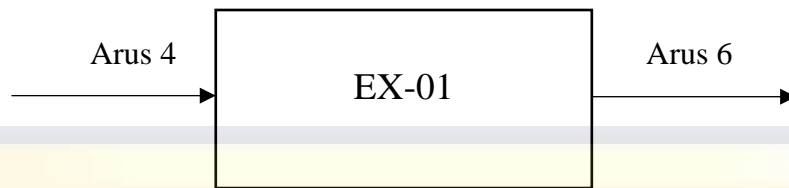
Digunakan steam pada 125°C , $\lambda = 2306,304 \text{ Kj/kg}$

$$m = 31194149,63 \text{ Kj/jam} / 2306,304 \text{ Kj/kg}$$

$$= 13593,678 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input	Output (arus 3)
Air	643,5143	5894,702792
Steam	5251,188473	
Total	5894,702792	5894,702792

4. Expansion Vessel 1



Fungsi : Menurunkan tekanan gliserol dan air yang berasal dari kolom *splitting* Panas masuk :

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{in}} = 140^{\circ}\text{C} = 413^{\circ}\text{K}$$

Tekanan masuk *expansion* = 2,58 atm

Tekanan keluar *expansion* = 0,789 atm

Untuk menghitung suhu keluar ekspander, digunakan persamaan berikut :

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}}$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}}$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c}\right) \left(\frac{P_r}{T_r}\right)$$

$$V = \frac{ZnRT}{P}$$

Sehingga diperoleh, :

Komponen	F_i (kmol/jam)	Y_i	T_c (K)	P_c (atm)	ω	T_r
gliserol	17,0775	0,425177253	724,86	65,82778	0,566	0,569773
Air	23,09	0,574822747	647	217,71527	0,345	0,638331
Jumlah	40,16560	1	1371,85	283,54305	0,911	1,208104

Pr	B°	B1	BPc/RTc	Z	V	Cp	YiCp
0,011986	-0,95498	-1,68733	-1,91001	0,959821	704,0528	3812,853	1621,138
0,003624	-0,78244	-0,99428		0,99361	985,3605	10277,73	5907,872
0,01561	-0,22885	0,061252	-0,17305	0,997764	1689,413	14090,58	7529,01

Dari grafik 3.6 (Coulson, J.M and Richardson J.F, 1983) diperoleh harga,

$$E_p = 0,68$$

$$\gamma = 1,144062657$$

$$m = 0,185179411$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$m = \frac{\gamma - 1}{\gamma \times E_p}$$

$$T_6 = T_5 \times \left(\frac{P_6}{P_5}\right)^m$$

$$T_6 = 602,4724304 \text{ K (211.02 C)}$$

a. Menghitung Panas Keluar Ekspander (Q6)

Komponen	Fi	Cp dT	Q (kJ/Jam)
gliserol	17,0775	1164,574272	19888,01714
Air	23,09	0,000000535	1,23521E-05
Jumlah	40,16560	1164,574273	19888,01715

$$\text{Panas masuk ekspander, } Q_6 = 14856450,57 \text{ kJ/jam}$$

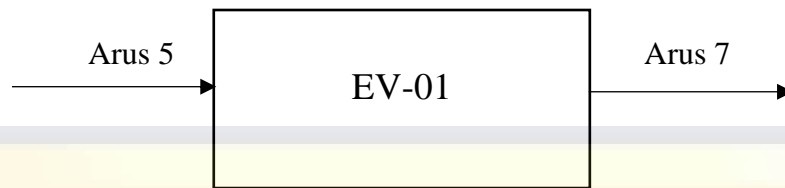
$$\text{Panas yang di lepas} = Q_6 - Q_8$$

$$= 14836562,55 \text{ kJ/jam}$$

Rekapitulasi Neraca Panas di *Expansion*

Neraca Panas di EV-01	Qmasuk (kJ/jam) (arus 4)	Qkeluar (kJ/jam) (arus 6)
Panas masuk expansion	14856450,57	
Panas keluar expansion		19888,01715
Panas yang dilepas		14836562,55
Total	14856450,57	14856450,57

5. Expansion Vessel 2



Fungsi : Menurunkan tekanan minyak kelapa sawit dan asam lemak yang berasal dari kolom *splitting* Panas masuk :

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 140^{\circ}\text{C} = 413 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan masuk expansion} = 55 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan keluar expansion} = 0,838 \text{ atm}$$

Untuk menghitung suhu keluar ekspander, digunakan persamaan berikut :

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c} \right) \left(\frac{P_r}{T_r} \right)$$

$$V = \frac{ZnRT}{P}$$

Sehingga diperoleh, :

Komponen	F_i (kmol/jam)	Y_i	T_c (K)	P_c (atm)	ω	T_r
Minyak kelapa sawit	0,001875	0,003356	647	217,71527	0,345	0,638331
Asam lemak	0,556875	0,996644	724,85	44	0,345	0,569773
Jumlah	0,55875	1	1371,85	261,71527	0,69	1,208104

P_r	B^0	B^1	BP_c/RT_c	Z	V	C_p	$Y_i C_p$
0,003849	-0,78244	-0,99428	-1,12547	0,993214	0,075313	10277,73	34,48902
0,019045	-0,95498	-1,68733	-1,53711	0,94862	21,36357	30458,71	30356,5
0,022895	-0,22885	0,061252	-0,81659	0,996464	21,43888	40736,44	30390,99

Dari grafik 3.6 (Coulson, J.M and Richardson J.F, 1983) diperoleh harga,

$$E_p = 0,68$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$\gamma = 1,144062657$$

$$m = \frac{\gamma - 1}{\gamma \times E_p}$$

$$m = 0,185179411$$

$$T_6 = T_5 \times \left(\frac{P_6}{P_5} \right)^m$$

a. Menghitung Panas Keluar *Expansion* (Q7)

Komponen	Fi	Cp dT	Q (kJ/Jam)
Minyak kelapa sawit	0,001875	5001,02	9,376912
Asam lemak	0,556875	13907,7	7744,851
Jumlah	0,55875	18908,72	7754,228

Panas masuk ekspander, Q7 = 14185620,7 kJ/jam

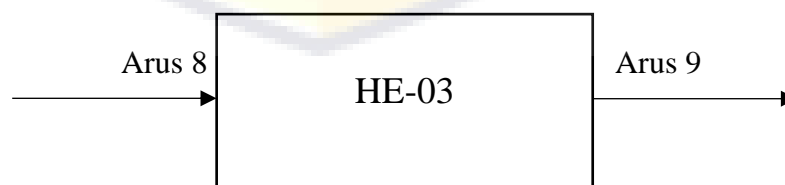
Panas yang di lepas
 = Q7 - Q9
 = 14177866,47 kJ/jam

Rekapitulasi Neraca Panas di *Expansion*

Neraca Panas di EV-01	Qmasuk (kJ/jam) (arus 5)	Qkeluar (kJ/jam) (arus 7)
Panas masuk expansion	14185620,7	
Panas keluar expansion		7754,228
Panas yang dilepas		14177866,47
Total	14185620,7	14185620,7

6. Heater 3

Fungsi : Untuk memanaskan minyak kelapa sawit dan asam lemak sebelum masuk ke dalam *vacum dryer*



Panas masuk

$$T_{\text{reff}} = 80^{\circ}\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D
Minyak kelapa sawit	86,29	3,5237	-0,0073217	6,1001E-08
Asam lemak	241,348	2,3065	-0,00197	16491,39

Menghitung Q minyak kelapa sawit menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 86,29(353-298) + \frac{3,5237(305-298)^2}{2} + \frac{-0,0073217(353-298)^3}{3} + \frac{6,1001E-08(353-298)^4}{4}$$
$$= 689,5236$$

Menghitung Q asam lemak menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 241,348(305-298) + \frac{2,3065(305-298)^2}{2} + \frac{-0,00197(305-298)^3}{3} + \frac{16491,39(305-298)^4}{4}$$
$$= 16491,39$$

$$Q_1 = Q_{\text{minyak kelapa sawit}} + Q_{\text{asam lemak}}$$

$$= 689,5236 + 16491,39$$

$$= 17180,92$$

Panas keluar

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{out}} = 100^{\circ}\text{C} = 373^{\circ}\text{K}$$

Menghitung Q minyak kelapa sawit menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 86,29(373-298) + \frac{3,5237(373-298)^2}{2} + \frac{-0,0073217(373-298)^3}{3} + \frac{6,1001E-08(373-298)^4}{4}$$

$$= 15353,0247$$

Menghitung Q asam lemak menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 241,348(373-298) + \frac{2,3065(373-298)^2}{2} + \frac{-0,00197(373-298)^3}{3} + \frac{16491,39(373-298)^4}{4}$$

$$= 23910,137$$

$$Q_2 = Q_{\text{minyak kelapa sawit}} + Q_{\text{asam lemak}}$$

$$= 15353,0247 + 23910,137$$

$$= 39263,16$$

Panas yang dibutuhkan dari heater

$$Q_3 = Q_2 - Q_1$$

$$= 39263,16 - 17180,92$$

$$= 22082,24648$$

Digunakan steam pada 125°C, $\lambda = 2306,304$ KJ/kg

$$m = \frac{22082,24648 \text{ KJ/jam}}{2306,304 \text{ KJ/kg}}$$

$$= 9,574 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (arus 7)	Output (arus 8)
Minyak kelapa sawit	689,5236	15353,0247
Asam lemak	16491,39	23910,137
Q heater	22082,24648	
Total	39263,16171	39263,16171

7. Vacuum dryer

Panas *input* = 80°C (353 K)

Panas *reff* = 25 °C (298 K)

Arus 11 yang berasal dari *expansion vessel* 1

Menghitung Cp wujud cair menggunakan rumus :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

Komponen	A	B	C	D	Q	Q1
Minyak kelapa sawit	86,29	3,5237	-0,00732	6,1001E-08	9669,637	
Air	92,05 3	-0,034	-0,00021	0,000000535	25115,85	51276,88
Asam lemak	241,3 48	2,3065	-0,00509	4,7468E-06	16491,39	

Untuk panas keluar (dalam wujud gas)

Menghitung Cp wujud gas menggunakan rumus :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

Komponen	A	B	C	D	Q	Q2
Minyak kelapa sawit	-54,487	1,8046	-0,001339	5,3671E-07	153381,9641	
Air	33,933	-0,00842	0,0000299	-1,78E-08	2525,357637	
Asam lemak	-113,518	2,19	-0,00197	0,0000000953	-2623,96787	153283,4

Panas yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_2 - Q_1 \\ &= 153283,4 - 51276,88 \\ &= 102006,475 \end{aligned}$$

Menghitung panas yang lolos (Q_{loss})

Asumsi = Q_{loss} 5% dari jumlah panas yang masuk

$$\begin{aligned} &= 5\% \times Q_3 \\ &= 5\% \times 102006,475 \\ &= 5100,3237 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

Menentukan kondisi operasi

Suhu bahan masuk = 80°C

Suhu udara masuk *vacuum dryer* = 200°C

Suhu bahan keluar *vacuum dryer* = 100°C

Pada suhu 200°C, WG = 0,02

Menentukan suhu *wet bulb* (tW)

Menentukan tW udara keluar *vacum dryer* menggunakan persamaan 7.26 Treybal hal.239:

$$WW-WG = \frac{hG(tG-tW)}{kG\lambda W}$$

Dimana :

- WW = *Humidity* pada suhu tW
- WG = *Humidity* pada udara mula-mula
- hG = Koefisien perpindahan panas
- kG = Koefisien perpindahan panas
- λW = Entalpi penguapan
- tG = Suhu *dry bulb*
- tW = Suhu *wet bulb*

Dari tabel 7.1 Treybal hal.234 didapat :

$$\frac{hG}{kG} = 0,227 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$WW-WG = \frac{0,227(tG-tW)}{\lambda W}$$

Udara kering pada suhu 200°C dengan *relative humidity* 1% pada *humidity Grosvener psychrometric chart* (perry, hal 12-7, fig 12-1)

Diperoleh

Absolute humidity = 0,02 Kg uap air/Kg udara kering

Sehingga diperoleh $tW = 1,06,90^\circ\text{C} = 224,420 \text{ F}$

WW = 0,10 Kg air/Kg udara kering

$$\lambda W (1,0690) = 193,26 \text{ Btu/lb}$$

$$WW-WG = 0,08000$$

$$\frac{0,227 (tG-tW)}{\lambda W} = 0,197$$

Menghitung suhu udara keluar

Suhu udara keluar dapat dicari dengan menggunakan persamaan 10-11 dan 10-17 badger dan banchemo, hal 505-506 :

$$NTU = \ln \left(\frac{tG_1-tW}{tG_2-tW} \right)$$

Dimana:

NTU = Jumlah satuan perpindahan panas

tW = Suhu *wet bulb*

tG1 = Suhu *dry bulb* masuk

tG2 = Suhu *dry bulb* keluar

Nilai NTU adalah 1,5-2,5

Diambil NTU

Sehingga :

$$2 = \left(\ln \frac{392,00 - 224,420}{tG2 - 224,42} \right)$$

$$7,389056099 = \left(\frac{392,00 - 224,42}{tG2 - 224,42} \right)$$

$$tG2 = 247,0994868 \text{ } ^\circ\text{F} = 119,50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung kebutuhan panas udara

Panas yang dibutuhkan untuk mengeringkan bahan dari 74°C ke 120°C adalah :

$$Q_{11} = 107106,7987 \text{ kcal/jam}$$

$$= 424757,292 \text{ Btu/jam}$$

Panas yang dibutuhkan untuk menguapkan air :

Pada $tW = 224,420^\circ\text{F}$

$$\lambda_w = 193,26 \text{ Btu/lb}$$

Dari pers. 8-12 badgher dan banchemo, hal 180

Panas yang dibutuhkan untuk menguapkan air

$$Q = (mCp dT)_{\text{air}} + (mCp dT)_{\text{uap}}$$

$$= (m \text{ Cp } (tW - \text{suhu bahan masuk})) + (m \text{ Cp } (\text{suhu bahan keluar} - tW))$$

$$= 25723,57096 + 193583,0516$$

$$= 219306,6226 \text{ Btu}$$

$$T_w - T_{in} = (224,420 - 176,00) \text{ } ^\circ\text{F} = 48,42 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 192,02 \text{ Btu/lb.F}$$

$$m = 1,2549 \text{ Kg} = 2,766673 \text{ lb}$$

$$Q = m.Cp.dT$$

$$= 25723,57096 \text{ Btu}$$

$$T_{out}-T_w = (212 - 224,42) ^\circ\text{F} = -12,42 \text{ oF}$$

$$C_p = -5633,62 \text{ Btu/lb.F}$$

$$m = 1,2549 \text{ Kg} = 2,766673 \text{ lb}$$

$$Q = 193583,0516 \text{ Btu}$$

$$Q_{\text{total}} = Q_{11} + Q \text{ yang dibutuhkan air}$$

$$= 424757,29 + 219306,6226$$

$$= 644063,91 \text{ Btu}$$

Humidity heat dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 8-20 badger dan banchemo hal 380 :

$$S = 0,24 + 0,45 W$$

$$= 0,24 + 0,45 (0,020)$$

$$= 0,2490$$

Udara kering yang dibutuhkan

$$G'_{gs} \times S \times (t_{G1} - t_{G2}) = Q_t \text{ (badger dan banchemo, hal.508)}$$

$$G'_{gs} \times 0,2490 (392 - 247,0994868) = 644063,91$$

$$G'_{gs} = 17850,8827 \text{ lb/jam}$$

$$G'_{gs} = 8097,024731 \text{ Kg/jam}$$

Komponen	Qmasuk (kJ/jam) (arus 7)	Qkeluar (kJ/jam) (arus 8)
Minyak kelapa sawit	9669,637	153381,9614
air	25115,85	
Asam lemak	16491,39	
udara	107106,7987	
Qloss		5001,714
total	158383,675	158423,675

8. Cooler

Fungsi : Menurunkan suhu larutan produk asam lemak

Panas masuk *cooler*, dihitung dengan menggunakan rumus :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

Komponen	BM	A	B	C	D	T1	T2	Q	Q1
Air	18	92,05	-0,03	-0,0002	0,00000053	298	353	5001,02	28911,15
Asam lemak	256	241,34	2,30	-0,0050	4,7468E-06	298	373	23910,14	

Panas yang diserap oleh pendingin sebesar = 28911,15674

Sebagai pendingin pada *cooler* digunakan air

Pada suhu masuk *cooler* = 100°C

Pada suhu keluar *cooler* = 80°C

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan = $C_p \text{ asam lemak} / C_p \text{ air} \times (\text{suhu masuk} - \text{suhu keluar})$

$$= 28911,15674 / 5001,01975 \times (100 - 80)$$

$$= 0,289052615$$

Neraca panas total

Komponen	Q (masuk)	Q(keluar)
Asam lemak	23910,14	23910,14
Qpendingin		0,172978888
Total	23910,14	23910,42

LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku CPO

Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan bahan baku *crude palm oil*

Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
b. Menentukan bahan konstruksi tangki
c. Menentukan dimensi tangki

Perancangan :

a. Menentukan tipe tangki

Bentuk : Silinder dengan dasar vertikal (*flay up*) dan ellipsoidal

Pertimbangan : 1) Bahan baku disimpan dalam fase cair
2) Kondisi operasi pada tangki berada pada tekanan 1 atm dan suhu 32°C
3) Konstruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis

b. Menentukan bahan konstruksi tangki

Bahan : *Carbon Steel SA -286 Grade C*

Pertimbangan : 1) Memiliki *allowable working stress* cukup besar, $f = 25,3478$ psi
2) Tahan terhadap korosif
3) Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi mudah

c. Menentukan dimensi tangki

1. Volume tangki (V_t)

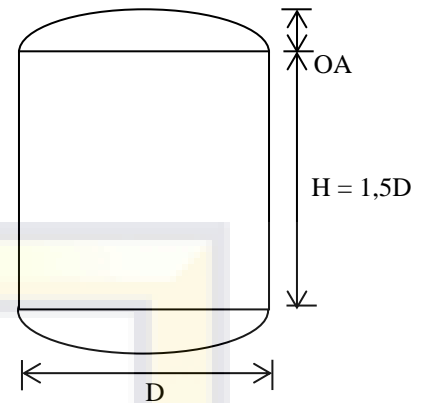
Laju alir massa $m = 100$ kg/jam

Densitas campuran $\rho = 0,216519956$ gr/cm³
 $= 216,519956$ kg/m³

Waktu tinggal $(t) = 240$ jam

Volume bahan dalam tangki :

$$\begin{aligned} &= \frac{100 \text{ kg/jam} \times 240 \text{ jam}}{216,519956 \text{ kg/m}^3} \\ &= 110,8443 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Tangki dirancang dengan ketentuan :

- 90 % dari volume tangki terisi cairan
- Perbandingan tinggi (H) = 1,5 diameter (ID)

Maka volume tangki :

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{110,8443 \text{ m}^3}{0.90} \\ &= 123,1603 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Dimensi tangki

Volume tangki = Volume silinder + (2 × Volume Dishead)

$$\begin{aligned} \text{Volume Silinder; } V_s &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H \quad (H = 1,5D) \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D) \\ &= 1,1775 D^3 \end{aligned}$$

Volume Tutup; $V_h = (0,000049 D^3)$ (pers.5.11 hal. 88 Brownell & Young)

Dimana V_h dalam satuan ft^3 dan D dalam satuan in.

Atau $V_h = 0,084672 D^3$ ($D = \text{m}$)

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= 1,1775 D^3 + (2 \times 0,084672 D^3) \\ &= 17,1506 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki } D &= \left(\frac{V_t}{1,346844} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{123,1603 \text{ m}^3}{1,346844} \right)^{1/3} \\ &= 4,5052 \text{ m} \\ &= 450,52 \text{ cm} \end{aligned}$$

Tinggi silinder; $H = 1,5 D$
 $= 1,5 \times 4,5052 \text{ m}$
 $= 6,7579 \text{ m (15 ft)}$

3. Tebal dinding tangki; t_s

Untuk *internal pressure*, tebal dinding (*shell*) dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young hal. 254.

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

dimana : P = tekanan desain; atm

r = jari-jari tangki; cm

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

$$= \frac{1}{2} \times 4,5052 \text{ m}$$

$$= 2,25262 \text{ m}$$

$$= 225,262 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

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

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$P \text{ desain} = 1,20 \times P_{\text{operasi}}$$

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

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

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA – 286 grade C* dengan nilai $f = 25,3478 \text{ Psi}$, 1 atm (tabel 13.1 hal. 251 Brownell & Young) dan diambil pengelasan tipe *double-welded butt joint* $E = 80 \%$. (tabel 13.2 hal. 254 Brownell & Young) maka :

$$t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 225,262 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,6 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,6015 \text{ cm}$$

Digunakan tebal plat shell standar = 1/4 in (0,635 cm)

4. Tebal tutup atas

Tebal tutup atas (standar *dishead*) dihitung dengan menggunakan pers. (13.12)

Brownell & Young hal. 258)

$$t_h = \frac{0,885 P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

dimana : P = tekanan desain; atm

r_c = crown radius; cm

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan = 80%

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

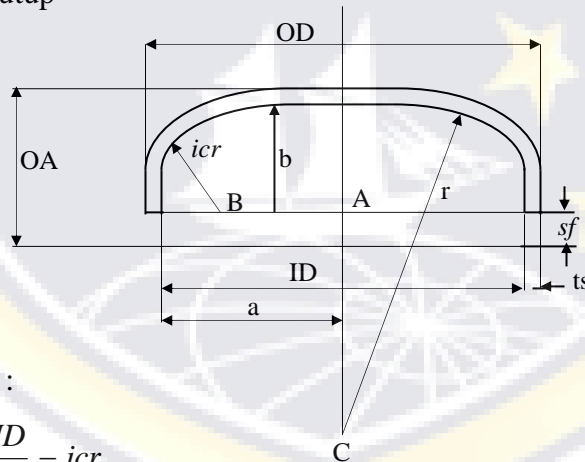
$$\begin{aligned} r_c &= OD \text{ shell} = ID \text{ shell} + 2 \cdot t_s \\ &= 450,52 + (2 \times 0,6015) \\ &= 451,7267 \text{ cm} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 \times 1,20 \text{ atm} \times 451,7267 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,1 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm} \\ &= 0,8213 \text{ cm} \end{aligned}$$

Digunakan tebal tutup standar = 2/6 in (0,8466 cm)

Tinggi tutup



Dimana :

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal. 88 untuk tebal tutup 1/4 in diperoleh :

$$s_f = \text{standar straight flange} = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2} \text{ in}$$

(diambil $s_f = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm}$)

$i_{cr} = \text{inside crown radius} = \frac{3}{4} \text{ in} = 1,9050 \text{ cm}$

$r = \text{OD shell} = 451,7267 \text{ cm}$

$$AB = \frac{450,52}{2} - 1,9050$$

$$= 223,3570 \text{ cm}$$

$$BC = 451,7267 - 1,9050$$

$$= 449,8220 \text{ cm}$$

$$b = 451,7267 - (449,8220^2 - 223,3570^2)^{1/2}$$

$$= 61,2766 \text{ cm}$$

$$OA = t_h + b + s_f$$

$$= 0,8467 + 61,2766 + 5,08$$

$$= 67,2033 \text{ cm}$$

$$= 0,672033 \text{ m}$$

Jadi tinggi tangki total = tinggi silinder + (2 × tinggi tutup)

$$= 6,7579 + (2 \times 0,672033)$$

$$= 8,1019 \text{ m.}$$

2. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Air Proses

Kode : T-02

Fungsi : Menyimpan bahan baku air proses

Tujuan : a. Menentukan tipe tangki

b. Menentukan bahan konstruksi tangki

c. Menentukan dimensi tangki

Perancangan :

a. Menentukan tipe tangki

Bentuk : Silinder dengan dasar vertikal (*flay up*) dan ellipsoidal

Pertimbangan : 1) Bahan baku disimpan dalam fase cair

2) Kondisi operasi pada tangki berada pada tekanan 1 atm dan suhu 32°C

3) Kontruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis

b. Menentukan bahan konstruksi tangki

Bahan : *Carbon Steel SA -285 Grade C*

- Pertimbangan : 1) Memiliki allowable working stress cukup besar, $f = 25,3478$ psi,
 2) Tahan terhadap korosif
 3) Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi mudah

c. Menentukan dimensi tangki

1. Volume tangki (V_t)

Laju alir massa $m = 83,333$ kg/jam

Densitas campuran $\rho = 0,27022056$ gr/ml
 $= 270,22056$ kg/m³

Waktu tinggal (t) = 240 jam

Volume bahan dalam tangki :

$$= \frac{83,333 \text{ kg/jam} \times 240 \text{ jam}}{270,22056 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 74,0136 \text{ m}^3$$

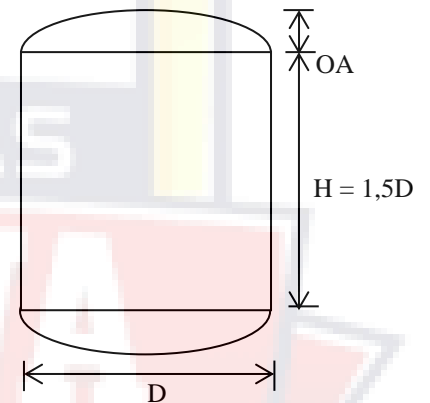
Tangki dirancang dengan ketentuan :

- a. 90 % dari volume tangki terisi cairan
- b. Perbandingan tinggi (H) = 1,5 diameter (ID)

Maka volume tangki :

$$V_t = \frac{74,0136 \text{ m}^3}{0.90}$$

$$= 82,2373 \text{ m}^3$$



2. Dimensi tangki

Volume tangki = Volume silinder + (2 × Volume Dishead)

Volume Silinder; $V_s = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$ ($H = 1,5D$)
 $= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D)$
 $= 1,1775 D^3$

Volume Tutup; $V_h = (0,000049 D^3)$ (pers.5.11 hal. 88 Brownell & Young)

Dimana V_h dalam satuan ft³ dan D dalam satuan in.

Atau $V_h = 0,084672 D^3$ ($D = m$)

Maka :

$V_t = V_s + V_h$

$$= 1,1775 D^3 + (2 \times 0,084672 D^3)$$

$$= 17,1506 D^3$$

$$\text{Diameter tangki } D = \left(\frac{V_t}{1,346844} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{82,2373 \text{ m}^3}{1,346844} \right)^{1/3}$$

$$= 3,9378 \text{ m}$$

$$= 393,78 \text{ cm (13 ft)}$$

$$\text{Tinggi silinder; } H = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 3,9378 \text{ m}$$

$$= 5,9067 \text{ m (20 ft)}$$

3. Tebal dinding tangki; t_s

Untuk *internal pressure*, tebal dinding (*shell*) dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young hal. 254.

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

dimana : P = tekanan desain; atm

r = jari-jari tangki; cm

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

$$= \frac{1}{2} \times 3,9378 \text{ m}$$

$$= 1,968886 \text{ m}$$

$$= 196,8886 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

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

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$P_{\text{desain}} = 1,20 \times P_{\text{operasi}}$$

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

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

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA – 285 grade C* dengan nilai f = 25,3478 Psi, 1 atm (tabel 13.1 hal. 251 Brownell & Young) dan diambil

pengelasan tipe *double-welded butt joint* $E = 80\%$. (tabel 13.2 hal. 254 Brownell & Young) maka :

$$t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 196,8886 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,6 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,5658 \text{ cm}$$

Digunakan tebal plat shell standar = 1/4 in (0,635 cm)

4. Tebal tutup atas

Tebal tutup atas (standar *dishead*) dihitung dengan menggunakan pers. (13.12) Brownell & Young hal. 258)

$$t_h = \frac{0,885 P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

dimana : P = tekanan desain; atm

r_c = *crown radius*; cm

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan = 80%

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

$$r_c = \text{OD shell} = \text{ID shell} + 2 \cdot t_s$$

$$= 393,78 + (2 \times 0,5658)$$

$$= 394,9087 \text{ cm}$$

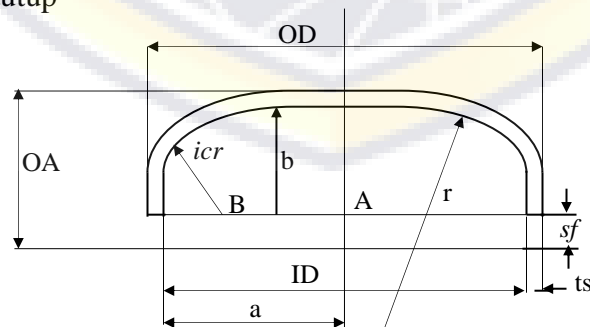
Maka :

$$t_h = \frac{0,885 \times 1,20 \text{ atm} \times 394,9087 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,1 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,7579 \text{ cm}$$

Digunakan tebal tutup standar = 2/6 in (0,8466 cm)

Tinggi tutup



Dimana :

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal. 88 untuk tebal tutup $\frac{1}{4}$ in diperoleh :

$$s_f = \text{standar straight flange} = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2} \text{ in}$$

$$(\text{diambil } s_f = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm})$$

$$icr = \text{inside crown radius} = \frac{3}{4} \text{ in} = 1,9050 \text{ cm}$$

$$r = \text{OD shell} = 394,9088 \text{ cm}$$

$$AB = \frac{393,78}{2} - 1,9050$$

$$= 194,9836 \text{ cm}$$

$$BC = 394,9088 - 1,9050$$

$$= 393,0038 \text{ cm}$$

$$b = 394,9088 - (393,0038^2 - 194,9836^2)^{1/2}$$

$$= 53,6855 \text{ cm}$$

$$OA = t + b + s_f$$

$$= 0,8467 + 53,6855 + 5,08$$

$$= 59,6122 \text{ cm}$$

$$= 0,59612 \text{ m}$$

$$\text{Jadi tinggi tangki total} = \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi tutup})$$

$$= 5,9067 + (2 \times 0,59612)$$

$$= 7,0989 \text{ m (24 ft)}$$

3. Tangki Penyimpanan Hasil Samping Gliserol

Kode : T-03

Fungsi : Menyimpan hasil akhir gliserol

Tujuan : a. Menentukan tipe tangki

b. Menentukan bahan konstruksi tangki

c. Menentukan dimensi tangki

Perancangan :

a. Menentukan tipe tangki

- Bentuk : Silinder dengan dasar vertikal (*flay up*) dan ellipsoidal
- Pertimbangan : 1) Bahan baku disimpan dalam fase cair
- 2) Kondisi operasi pada tangki berada pada tekanan 1 atm dan suhu 32°C
- 3) Kontruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis

b. Menentukan bahan kontruksi tangki

- Bahan : *Carbon Steel SA -283 Grade C*
- Pertimbangan : 1) Memiliki *allowable working stress* cukup besar, $f = 25,3478$ psi
- 2) Tahan terhadap korosif
- 3) Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan kontruksi mudah

c. Menentukan dimensi tangki

Direncanakan bahan baku *crude palm oil* disimpan untuk kebutuhan produksi selama 10 hari.

1. Volume tangki (V_t)

Laju alir massa $m = 17,0775$ kg/jam

Densitas campuran $\rho = 0,4068029$ gr/ml
 $= 406,8029$ kg/m³

Waktu tinggal (t) = 240 jam

Volume bahan dalam tangki :

$$= \frac{17,0775 \text{ kg/jam} \times 240 \text{ jam}}{406,8029 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 10,0751 \text{ m}^3$$

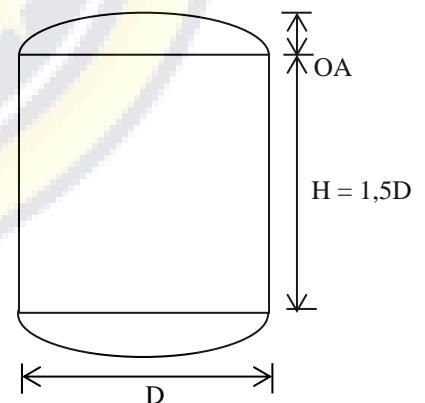
Tangki dirancang dengan ketentuan :

- a. 90 % dari volume tangki terisi cairan
- b. Perbandingan tinggi (H) = 1,5 diameter (ID)

Maka volume tangki :

$$V_t = \frac{10,0751 \text{ m}^3}{0,90}$$

$$= 11,1946 \text{ m}^3$$



2. Dimensi tangki

Volume tangki = Volume silinder + (2 × Volume Dishead)

$$\text{Volume Silinder; } V_s = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H \quad (H = 1,5D)$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D)$$

$$= 1,1775 D^3$$

Volume Tutup; $V_h = (0,000049 D^3)$ (pers.5.11 hal. 88 Brownell & Young)

Dimana V_h dalam satuan ft^3 dan D dalam satuan in.

$$\text{Atau } V_h = 0,084672 D^3 \quad (D = \text{m})$$

Maka :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= 1,1775 D^3 + (2 \times 0,084672 D^3)$$

$$= 17,1506 D^3$$

$$\text{Diameter tangki } D = \left(\frac{V_t}{1,346844} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{11,1946 \text{ m}^3}{1,346844} \right)^{1/3}$$

$$= 2,0256 \text{ m}$$

$$= 202,56 \text{ cm (7 ft)}$$

Tinggi silinder; $H = 1,5 D$

$$= 1,5 \times 2,0256 \text{ m}$$

$$= 3,0385 \text{ m (10 ft)}$$

3. Tebal dinding tangki; t_s

Untuk *internal pressure*, tebal dinding (*shell*) dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young hal. 254.

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

dimana : P = tekanan desain; atm

r = jari-jari tangki; cm

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

$$= \frac{1}{2} \times 2,0256 \text{ m}$$

$$= 1,012824 \text{ m}$$

$$= 101,2824 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

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

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$P_{\text{desain}} = 1,20 \times P_{\text{operasi}}$$

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

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

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA – 283 grade C* dengan nilai $f = 25,3478 \text{ Psi}$, 1 atm (tabel 13.1 hal. 251 Brownell & Young) dan diambil pengelasan tipe *double-welded butt joint* $E = 80 \%$. (tabel 13.2 hal. 254 Brownell & Young) maka :

$$t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 101,2824 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,6 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,4377 \text{ cm}$$

Digunakan tebal plat shell standar = 3/16 in (0,47625 cm)

4. Tebal tutup atas

Tebal tutup atas (standar *dishead*) dihitung dengan menggunakan pers. (13.12) Brownell & Young hal. 258)

$$t_h = \frac{0,885 P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

dimana : P = tekanan desain; atm

r_c = *crown radius*; cm

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan = 80%

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

$$r_c = \text{OD shell} = \text{ID shell} + 2 \cdot t_s$$

$$= 202,56 + (2 \times 0,4377)$$

$$= 203,4401 \text{ cm}$$

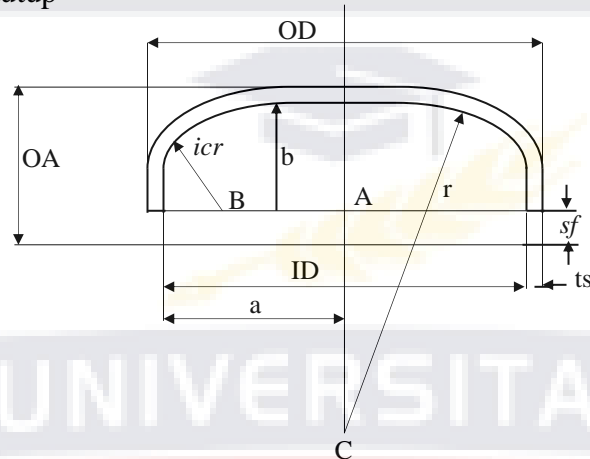
Maka :

$$t_h = \frac{0,885 \times 1,20 \text{ atm} \times 203,4401 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,1 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,5310 \text{ cm}$$

Digunakan tebal tutup standar = 1/4 in (0,635 cm)

Tinggi tutup



Dimana :

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal. 88 untuk tebal tutup 1/4 in diperoleh :

$$s_f = \text{standar straight flange} = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2} \text{ in}$$

$$(\text{diambil } s_f = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm})$$

$$icr = \text{inside crown radius} = \frac{3}{4} \text{ in} = 1,9050 \text{ cm}$$

$$r = \text{OD shell} = 203,4401 \text{ cm}$$

$$AB = \frac{202,56}{2} - 1,9050$$

$$= 99,3774 \text{ cm}$$

$$BC = 203,4401 - 1,9050$$

$$= 201,5351 \text{ cm}$$

$$b = 203,4401 - (201,5351^2 - 99,3774^2)^{1/2}$$

$$= 28,1103 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= t_h + b + s_f \\
 &= 0,635 + 28,1103 + 5,08 \\
 &= 33,8253 \text{ cm} \\
 &= 0,338253 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi tinggi tangki total} &= \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi tutup}) \\
 &= 3,0385 + (2 \times 0,338253) \\
 &= 3,7150 \text{ m (12 ft)}
 \end{aligned}$$

4. Tangki Penyimpanan Hasil Produk Asam Lemak

Kode : T-04

Fungsi : Menyimpan hasil akhir asam lemak

Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
 b. Menentukan bahan konstruksi tangki
 c. Menentukan dimensi tangki

Perancangan :

a. Menentukan tipe tangki

Bentuk : Silinder dengan dasar vertikal (*flay up*) dan ellipsoidal

Pertimbangan : 1) Bahan baku disimpan dalam fase cair
 2) Kondisi operasi pada tangki berada pada tekanan 1 atm dan suhu 32°C
 3) Konstruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis

b. Menentukan bahan konstruksi tangki

Bahan : *Carbon Steel SA -286 Grade C*

Pertimbangan : 1) Memiliki *allowable working stress* cukup besar, $f = 25,3478 \text{ psi}$
 2) Tahan terhadap korosi
 3) Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi mudah

c. Menentukan dimensi tangki

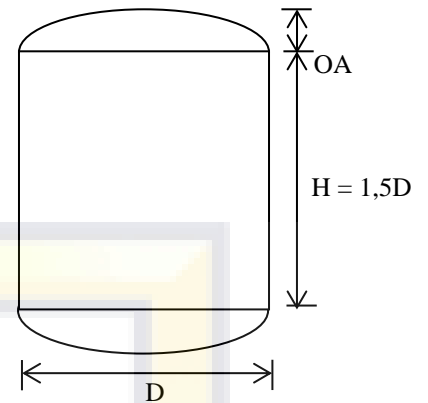
1. Volume tangki (V_t)

Laju alir massa $m = 142,5600 \text{ kg/jam}$

Densitas campuran $\rho = 0,184497325 \text{ gr/ml}$
 $= 184,497325 \text{ kg/m}^3$

Volume bahan dalam tangki :

$$\begin{aligned} &= \frac{142,5600 \text{ kg/jam} \times 240 \text{ jam}}{184,497325 \text{ kg/m}^3} \\ &= 185,4466 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Tangki dirancang dengan ketentuan :

c. 90 % dari volume tangki terisi cairan

d. Perbandingan tinggi (H) = 1,5 diameter (ID)

Maka volume tangki :

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{185,4466 \text{ m}^3}{0.90} \\ &= 206,0518 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Dimensi tangki

Volume tangki = Volume silinder + (2 × Volume Dishead)

$$\begin{aligned} \text{Volume Silinder; } V_s &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H \quad (H = 1,5D) \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D) \\ &= 1,1775 D^3 \end{aligned}$$

Volume Tutup; $V_h = (0,000049 D^3)$ (pers.5.11 hal. 88 Brownell & Young)

Dimana V_h dalam satuan ft^3 dan D dalam satuan in.

Atau $V_h = 0,084672 D^3$ ($D = \text{m}$)

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= 1,1775 D^3 + (2 \times 0,084672 D^3) \\ &= 17,1506 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki } D &= \left(\frac{V_t}{1,346844} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{206,0518 \text{ m}^3}{1,346844} \right)^{1/3} \\ &= 5,3483 \text{ m} \\ &= 534,83 \text{ cm (18 ft)} \end{aligned}$$

Tinggi silinder; $H = 1,5 D$

$$= 1,5 \times 5,3483 \text{ m}$$

$$= 8,0225 \text{ m (27 ft)}$$

3. Tebal dinding tangki; t_s

Untuk *internal pressure*, tebal dinding (*shell*) dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young hal. 254.

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

dimana : P = tekanan desain; atm

r = jari-jari tangki; cm

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

$$= \frac{1}{2} \times 5,3483 \text{ m}$$

$$= 2,674174 \text{ m}$$

$$= 267,4174 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

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

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$P \text{ desain} = 1,20 \times P_{\text{operasi}}$$

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

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

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA – 283 grade C* dengan nilai $f = 25,3478 \text{ Psi}$, 1 atm (tabel 13.1 hal. 251 Brownell & Young) dan diambil pengelasan tipe *double-welded butt joint* $E = 80 \%$. (tabel 13.2 hal. 254 Brownell & Young) maka :

$$t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 267,4174 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,6 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,6348 \text{ cm}$$

Digunakan tebal plat shell standar = 1/4 in (0,635 cm)

4. Tebal tutup atas

Tebal tutup atas (standar *dishead*) dihitung dengan menggunakan pers. (13.12) Brownell & Young hal. 258)

$$t_h = \frac{0,885 P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

dimana : P = tekanan desain; atm

r_c = crown radius; cm

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan = 85%

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

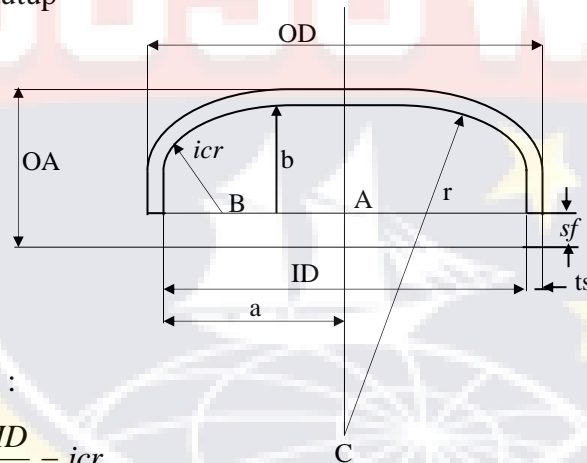
$$\begin{aligned}r_c &= OD_{shell} = ID_{shell} + 2 \cdot t_s \\ &= 534,83 + (2 \times 0,6348) \\ &= 536,10452 \text{ cm}\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}t_h &= \frac{0,885 \times 1,20 \text{ atm} \times 536,10452 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,1 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm} \\ &= 0,8802 \text{ cm}\end{aligned}$$

Digunakan tebal tutup standar = 1/2 in (1,27 cm)

Tinggi tutup



Dimana :

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal. 88 untuk tebal tutup 1/4 in diperoleh :

$$s_f = \text{standar straight flange} = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2} \text{ in}$$

(diambil $s_f = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm}$)

$$icr = \text{inside crown radius} = \frac{3}{4} \text{ in} = 1,9050 \text{ cm}$$

$$r = \text{OD shell} = 536,1045 \text{ cm}$$

$$AB = \frac{534,83}{2} - 1,9050$$

$$= 265,5124 \text{ cm}$$

$$BC = 536,1045 - 1,9050$$

$$= 534,1995 \text{ cm}$$

$$b = 536,1045 - (534,1995^2 - 265,5124^2)^{1/2}$$

$$= 72,5613 \text{ cm}$$

$$OA = t_h + b + s_f$$

$$= 1,27 + 72,5613 + 5,08$$

$$= 78,9113 \text{ cm}$$

$$= 0,789113 \text{ m}$$

$$\text{Jadi tinggi tangki total} = \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi tutup})$$

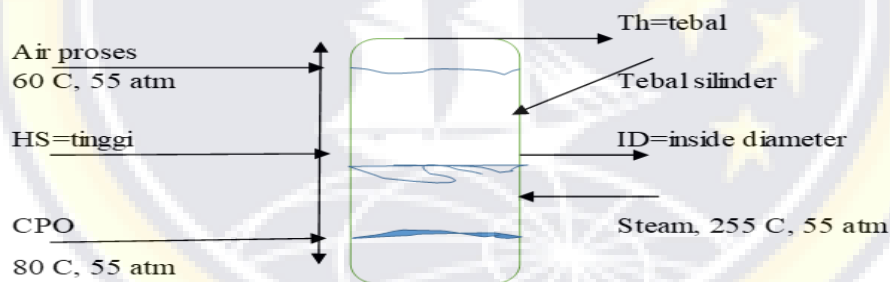
$$= 8,0225 + (2 \times 0,789113)$$

$$= 9,6007 \text{ m (32 ft)}$$

5. Menara Fat Splitting

Kode : SP-01

fungsi : Mereaksikan minyak kelapa sawit dengan air proses untuk menghasilkan gliserol dan asam lemak



Komponen minyak	feed (kg/jam)	%berat	densitas (g/cm)	Densitasxbera t
Air proses	0,906680997	0,2518 9	0,998	0,25138539
Minyak sawit	2,692842562	0,7481 1	0,895	0,66955919
Asam lemak	0	0	0,853	0
Gliserol	0	0	1,26	0
Total	3,599523559	1	4,006	0,92094458

Massa total bahan masuk = 0,748110831 kg/jam

Rate volumetrik = 652,6592179 ft³/jam

Waktu reaksi = 2 jam

Jumlah reaktor = 1 buah

Kapasitas reaktor = 1305,318436

Direncanakan larutan mengisi 80% volume tangki, maka

Volume menara = 934,61

Ditetapkan :

Menggunakan silinder tegak/vertikal

Menggunakan tutup atas dan bawah *hemispherical dished head*

Data yang ada menyatakan bahwa H : 2-25 m, diperlukan

D : 0,508-1,22 m didapatkan H/D : 17,69

("Bailey's", vol.5, Ed. 5, Fig.3.2, p.43)

Menghitung Diameter dalam Menara (ID) 17.69

Volume menara : volume silinder+volume *dished head*

$$934.61 = (\pi/4 \times ID^3 \times H_s) + (2 \times 0,000049 \times ID^3)$$

$$= 13,899286 ID^3 + 1E-04 ID^3$$

$$= 13,899384$$

$$ID = 4,3804$$

$$H_s = 17.69 \times 4.3804 = 77.489$$

$$= 929.87$$

Menghitung Tinggi Larutan dalam Tangki (HI)

Volume liquid= volume dalam tutup + volume dalam silinder

$$488.79613 = (0,000049 \times ID^3) + (\pi/4 \times ID^2 \times HI)$$

$$= 0,0041185 + (15,063 \times HI)$$

$$HI = 32,451 = 389,41 \text{ in}$$

$$= 9,981 \text{ m}$$

Menghitung Tekanan Desain (P)

$$P_d = 1,2 \times (P_{op} + P_{hidrostatik})$$

$$P_{operasi} = 734,7 \text{ psi (1 atm + 720 psig)}$$

$$P_{hidrostatik} = (p \times (g/G_c) \times H_1) / 144$$

$$(52,015 \times (32,174/32,174) \times 32,451)$$

$$11,722 \text{ psia}$$

$$Pd = 1,2 \times (734,7 + 11,722) \\ = 895,7 \text{ psia}$$

Menghitung Tebal Silinder (ts)

digunakan : bahan konstruksi SA 353 (9N f : 22500

welding dengan double wek e = 1

$$c = 0,06 \text{ (perry, 6th ed, tab 23-2)}$$

$$\text{maka } ts = \frac{pd \times ri + c}{fe - 0,6 pd} \quad \text{(brownell and young)}$$

Dengan :

ts = Tebal silinder

pd = Tekanan desain

ri = ID

f = Allowable stress

e = Faktor pengelasan

c = Faktor koreksi

$$ts = \frac{895,7 \times 52,565 \times 0,006}{22500 \times 0,8 - 1 \times 895,70} \\ = 2,702 \text{ in} \\ = 68,636 \text{ mm}$$

Dimasukkan faktor koreksi, diperoleh tebal yang sesungguhnya dibutuhkan :

$$= 68,636 + 0 \\ = 68,642 \text{ mm}$$

Tabel standar yang dipakai adalah 71 mm (tabel III.1 desain bejana)

$$\text{Standarisasi } ts = 71 \text{ r} = 2,7953 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } ts = 3 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = ID + 2ts \\ = 52,565 + 6 \\ = 58,155 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih OD} = 60 \text{ in (brownell and young)}$$

$$\text{Maka ID} = OD - 2TS \\ = 60 - 6 \\ = 54,41 \text{ in} = 4,5341 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi silinder H} = 17,69 \times ID \\ = 17,69 \times 54 \\ = 962,5 \text{ in}$$

$$= 24,448 \text{ m}$$

Menghitung Tebal Tutup Silinder (th)

$$th = \frac{pd \times r \times w + c}{2fe - 0,2 pd} \quad (\text{brownell and young})$$

$$r = \text{ID} : 54 \text{ in}$$

$$icr = 8 \text{ in} \quad (\text{brownell and young})$$

$$w = 0,25 (3 + (r/1,3920 \text{ in}))$$

$$\text{maka th} = \frac{895,7 \times 54,41 \times 1,3920}{2 \times 22500 - 0,6 \times 895,7} + 0,006$$

$$= 1,9891 \text{ in}$$

$$= 5,0524 \text{ cm}$$

$$\text{standarisasi th dengan men} = 2 \text{ in}$$

$$= 13 \text{ cm}$$

Menghitung Tinggi Tutup Silinder, OA :

$$r = \text{ID} : 54,41 \text{ in}$$

$$a = r/2 : 27,205 \text{ in}$$

$$b = r - ((BC)^2 - (AB)^2)^{1/2}$$

$$AB = a - icr = 27,05 - 8 = 19 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 54 - 8 = 46 \text{ in}$$

$$\text{maka b} = 54,41 - ((46,159)^2 - (9)^2)^{0,5}$$

$$= 12,321 \text{ in}$$

$$sf = 2 \text{ (brownell and young)}$$

$$OA = th + b + sf = 13 + 12,321 + 2$$

$$= 16,321 \text{ in}$$

Menghitung tinggi campuran larutan dalam silinder + *dished head* bawah (HI)

volume liquid = volume larutan dalam silinder + volume larutan dalam *dishead head*

bawah

$$488,79613 = (0,000049 \times \text{ID}^3) + (\pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{HI})$$

$$= 0,0046 + 16,138 \text{ HI}$$

$$\text{HI} = 30,288 \text{ ft}$$

$$= 363,45 \text{ in}$$

6. Heater 01

Kode : HE-01

Fungsi : Menaikan suhu 32°C ke suhu 90°C sebelum masuk kolom *splitting*.

Tujuan : a. Menentukan tipe *heater*

- b. Menentukan bahan konstruksi *heater*
- c. Menentukan dimensi *heater*
- d. Menghitung *clean overall coefficient*
- e. Menghitung *pressure drop*

a. Menentukan tipe *heater*

Jenis heater yang digunakan adalah tipe *shell and tube*, dengan pertimbangan sebagai berikut:

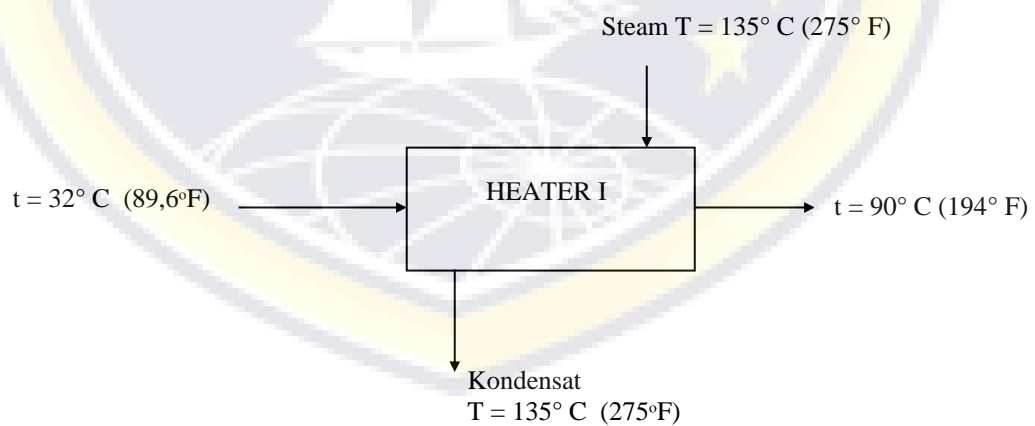
- 1) Mempunyai *overall head transfer coefficient* yang relatif lebih besar bila dibanding *double pipe*
- 2) Maintenance dan struktur pendukung relatif mudah dan murah biayanya

b. Menentukan bahan konstruksi *heater*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel type 304*, dengan pertimbangan :

- 1) Mempunyai *Allowable working stress* yang besar
- 2) Mempunyai *Corrosion and Heat Resisting* yang bagus

c. Menentukan dimensi heater



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

- a. Beban panas heater (Q) = 16944,36276 kal/jam
= 67239,53474 Btu/jam

- b. Laju alir massa fluida panas (W) = 1333,037892 kg/jam
 = 2938,8420 lb/jam
- c. Laju alir massa fluida dingin (w) = 18277,40065 kg/jam
 = 40294,72302 lb/jam

1. Δt ; Beda suhu sebenarnya

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

$$= \frac{(275 - 194) - (275 - 89,6)}{\ln \frac{(275 - 194)}{(275 - 89,6)}}$$

$$= 126,07684 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi : (tabel 6.2 Kern hal.110)

IPS = $2 \times 1 \frac{1}{4}$ in

SCH = 40

Anulus = Diameter Luar (OD) = 2.38 in = 0.1983 ft

Diameter Dalam (ID) = 2.067 in = 0.1722 ft

Pipa = Diameter Luar (OD) = 1,32 in = 0.1100 ft

Diameter Dalam (ID) = 1.049 in = 0.0874 ft

2. Hot Fluid (Fluida panas) : annulus (steam)

a. Luas aliran, a_a

$$a_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= \frac{3,14}{4} (0,1722^2 - 0.1100^2)$$

$$= 0.0138 \text{ ft}^2$$

Diameter ekuivalen (D_e):

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= \frac{0,1722^2 - 0.1100^2}{0,1983}$$

$$= 0.0886 \text{ ft}$$

b. Kecepatan massa, G_a

$$\begin{aligned} G_a &= \frac{W}{a_a} \\ &= \frac{2938,8420 \text{ lb/jam}}{0.0138 \text{ ft}^2} \\ &= 213245,9439 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold; Re_a

$$Re_a = \frac{De \times G_a}{\mu}$$

Pada $T_c = 302 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat viskositas steam $\mu = 0,0315 \text{ lb.jam.ft}$

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{0.0886 \text{ ft} \times 213245,9439 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0315 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 599479,1300 \end{aligned}$$

d. Koefisien *heat transfer outside*; h_o :

Untuk steam terkondensasi $h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$ (Kern hal. 164)

3. *Cold Fluid* (fluida dingin) : pipa (larutan)

a. Luas aliran, a_p

$$\begin{aligned} a_p &= \frac{\pi}{4} D^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times (0.0874)^2 \\ &= 0.0060 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_p ;

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{W}{a_p} \\ &= \frac{40294,7230 \text{ lb/jam}}{0.0060 \text{ ft}^2} \\ &= 6722604,1437 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold , Re_p

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{89,6 + 194}{2} = 141,8^\circ F$ didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

$$\text{Viskositas } \mu = 1,8150 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\text{Konduktivitas panas } k = 0,078 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

$$\text{Kapasitas panas } c = 0,525 \text{ Btu/lb }^\circ F$$

$$Re_p = \frac{0,0874 \text{ ft} \times 6722604,1437 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,8150 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 323654,3132$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam; hi :

$$hi = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_p = 323654,3132$ dari fig. 24 Kern didapat $JH = 490$

$$hi = 490 \times \left(\frac{0,078}{0,0874} \right) \left(\frac{0,525 \times 1,8150}{0,078} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$= 1006 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 1006 \times \left(\frac{1,38}{1,66} \right)$$

$$= 836,3133 \text{ Btu /jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan; Uc :

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{836,3133 \times 1500}{836,3133 + 1500}$$

$$= 536,9443 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

5. Koefisien perpindahan panas desain; U_D :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + Rd \quad (Rd = 0,003)$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{536,9443} + 0,0030 = 0,0049$$

$$U_D = 205,6601 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

6. Luas perpindahan panas yang dibutuhkan; A :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{67239,5347 \text{ Btu/jam}}{205,6601 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 126,0768 ^\circ\text{F}} \\ &= 2,5932 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 kern hal. 844 untuk pipa 1 ½ in IPS luas permukaan luar pipa per-ft panjang pipa $a_o = 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}$.

Panjang pipa yang dibutuhkan; L

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a_a} \\ &= \frac{2,593 \text{ ft}^2}{0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 5,2072 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan 1 hairpins

7. Luas perpindahan panas sebenarnya; A_{koreksi} :

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= 1 \times L \times a_o \\ &= 1 \times 5,2072 \text{ ft} \times 0,4980 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 2,5932 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

8. Koreksi perpindahan panas desain koreksi; U_D koreksi :

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{Q}{A_{\text{koreksi}} \times \Delta t} \\ &= \frac{67239,5347 \text{ Btu/jam}}{2,5932 \text{ ft}^2 \times 126,0768 ^\circ\text{F}} \\ &= 205,6601 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}. \end{aligned}$$

9. Faktor pengotor sebenarnya; Rd :

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{536,9443 - 205,6601}{536,9443 \times 205,6601} \\ &= 0,003 \end{aligned}$$

10. *Pressure Drop*

a. *Anulus Side*

$$\Delta Fa = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 De'}$$

$$\begin{aligned} De' &= (D_2 - D_1) \\ &= (0,1722 - 0,1100) \\ &= 0,0622 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re'_a &= \frac{De' G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,0622 \text{ ft} \times 213245,9439 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0315 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 421246,0376 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{421246,0376^{0,42}} \\ &= 0,00464 \end{aligned}$$

$$\rho = \text{berat jenis} = 0,0019 \text{ gr/cm}^3 = 0,1186 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } \Delta Fa &= \frac{4 \times 0,00464 \times 213245,9439^2 \times 5,2072}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 0,1186 \times 0,0622} \\ &= 0,0071 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G}{3600 \rho} = \frac{213245,9439 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 0,1186 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 499,4518 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

$$Ft = 1 \left(\frac{V^2}{2g'} \right)$$

$$= 1 \times \left(\frac{499,4518^2}{2 \times 32,174} \right)$$

$$= 3876,6101 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + Ft) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{(0,0071 + 3876,6101) \times 0,1186}{144}$$

$$= 3,1928 \text{ Psi}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 4 Psi (aliran gas), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

b. *Pipa Side*

$$\Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

Untuk $Re_p = 323654,3132$ didapat faktor friksi; f :

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{323654,3132^{0,42}} \\ &= 0,0048 \end{aligned}$$

ρ = berat jenis = $1,0103 \text{ gr/cm}^3 = 63,0730 \text{ lb/ft}^3$

Sehingga :

$$\Delta F_p = \frac{4 \times 0,0048 \times 6722604,1437^2 \times 5,2072}{2 \times 4,18.10^{10} \times 63,0730^2 \times 0,0874}$$

$$= 0,154 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= \frac{0,1548 \times 63,0730}{144}$$

$$= 0,678 \text{ Psi}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

7. Heater 02

Kode : HE-02

Fungsi : Menaikan suhu 32 C ke suhu 90 C sebelum masuk kolom *splitting*

Tujuan : a. Menentukan tipe *heater*

- b. Menentukan bahan konstruksi *heater*
- c. Menentukan dimensi *heater*
- d. Menghitung *clean overall coefficient*
- e. Menghitung *pressure drop*

a. Menentukan tipe *heater*

Jenis *heater* yang digunakan adalah tipe *shell and tube*, dengan pertimbangan sebagai berikut:

- 1) Mempunyai *overall head transfer coefficient* yang relatif lebih besar bila dibanding *double pipe*
- 2) *Maintenance* dan struktur pendukung relatif mudah dan murah biayanya

b. Menentukan bahan konstruksi *heater*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel type 304*, dengan pertimbangan :

- 1) Mempunyai *allowable working stress* yang besar
- 2) Mempunyai *Corrosion and Heat Resisting* yang bagus

c. Menentukan dimensi *heater*

Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

- a. Beban panas *heater* (Q) = 5251,18847 kal/jam
= 20838,04949 Btu/jam
- b. Laju alir massa fluida panas (W) = 643,51431 kg/jam
= 1418,7045 lb/jam
- c. Laju alir massa fluida dingin (w) = 5894,70279 kg/jam
= 12995,57967 lb/jam

1. Δt ; Beda suhu sebenarnya

$$\begin{aligned}\Delta t = \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= \frac{(275 - 194) - (194 - 89,6)}{\ln \frac{(275 - 194)}{(275 - 89,6)}} \\ &= 92,2057 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi : (tabel 6.2 Kern hal.110)

$$\text{IPS} = 2 \times 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{SCH} = 40$$

$$\text{Anulus} = \text{Diameter Luar (OD)} = 2.38 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter Dalam (ID)} = 2.067 \text{ in} = 0.1722 \text{ ft}$$

$$\text{Pipa} = \text{Diameter Luar (OD)} = 1,32 \text{ in} = 0.1100 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter Dalam (ID)} = 1.049 \text{ in} = 0.0874 \text{ ft}$$

2. Hot Fluid (Fluida panas) : annulus (steam)

a. Luas aliran, a_a

$$\begin{aligned}a_a &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} (0,1722^2 - 0,1100^2) \\ &= 0,0138 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Diameter ekuivalen (D_e):

$$\begin{aligned}D_e &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= \frac{0,1722^2 - 0,1100^2}{0,1983} \\ &= 0,0886 \text{ ft}\end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, Ga

$$\begin{aligned} Ga &= \frac{W}{a_a} \\ &= \frac{1418,7045 \text{ lb/ jam}}{0.0138 \text{ ft}^2} \\ &= 102942,9241 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold; Re_a

$$Re_a = \frac{De \times Ga}{\mu}$$

Pada $T_c = 275 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat viskositas steam $\mu = 0,0315$

lb.jam.ft

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{0.0886 \text{ ft} \times 102942,9241 \text{ lb/ jam.ft}^2}{0,0315 \text{ lb/ jam.ft}} \\ &= 289394,1775 \end{aligned}$$

d. Koefisien *heat transfer outside*; h_o :

Untuk steam terkondensasi $h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ (Kern hal. 164)

3. *Cold Fluid* (fluida dingin) : pipa (larutan)

a. Luas aliran, a_p

$$\begin{aligned} a_p &= \frac{\pi}{4} D^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times (0.0874)^2 \\ &= 0.0060 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_p ;

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{W}{a_p} \\ &= \frac{12995,57967 \text{ lb/ jam}}{0.0060 \text{ ft}^2} \\ &= 2168128,5090 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold , Re_p

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{89,6 + 194}{2} = 141,8^\circ F$ didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

Viskositas $\mu = 1,8150 \text{ lb/jam.ft}$

Konduktivitas panas $k = 0,078 \text{ Btu/jam.ft}^2$

Kapasitas panas $c = 0,525 \text{ Btu/lb}^\circ F$

$$\begin{aligned} Re_p &= \frac{0,0874 \text{ ft} \times 2168128,5090 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,8150 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 104382,7851 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam; h_i :

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_p = 104382,7851$ dari fig. 24 Kern didapat $JH = 490$

$$h_i = 490 \times \left(\frac{0,078}{0,0874} \right) \left(\frac{0,525 \times 1,8150}{0,078} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$= 1006 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

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

$$= 1006 \times \left(\frac{0,078}{0,0874} \right)$$

$$= 836,3133 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan; U_c :

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

$$= \frac{836,3133 \times 1500}{836,3133 + 1500}$$

$$= 536,9443 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

5. Koefisien perpindahan panas desain; U_D :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (R_d = 0,003)$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{536,9443} + 0,0030 = 0,0049$$

$$U_D = 205,6601 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

6. Luas perpindahan panas yang dibutuhkan; A :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{20838,04949 \text{ Btu/jam}}{205,6601 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 92,2057 ^\circ\text{F}} \\ &= 1,09887 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 kern hal. 844 untuk pipa 1 ½ in IPS luas permukaan luar pipa per-ft panjang pipa $a_o = 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}$.

Panjang pipa yang dibutuhkan; L

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a_a} \\ &= \frac{1,09887 \text{ ft}^2}{0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 2,20658 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan 1 hairpins

7. Luas perpindahan pan as sebenarnya; A_{koreksi} :

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= 1 \times L \times a_o \\ &= 1 \times 2,20658 \text{ ft} \times 0,4980 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 1,09887 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

8. Koreksi perpindahan panas desain koreksi; U_D koreksi :

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{Q}{A_{\text{koreksi}} \times \Delta t} \\ &= \frac{67239,5347 \text{ Btu/ jam}}{2,5932 \text{ ft}^2 \times 126,0768 ^\circ\text{F}} \\ &= 205,6601 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}. \end{aligned}$$

9. Faktor pengotor sebenarnya; R_d :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= \frac{536,9443 - 205,6601}{536,9443 \times 205,6601} \\ &= 0,003 \end{aligned}$$

10. *Pressure Drop*

a. *Anulus Side*

$$\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_e'}$$

$$\begin{aligned} D_e' &= (D_2 - D_1) \\ &= (0,1722 - 0,1100) \\ &= 0,0622 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_a' &= \frac{D_e' G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,0622 \text{ ft} \times 102942,9241 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0315 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 203353,4522 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_a')^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{203353,4522^{0,42}} \end{aligned}$$

$$= 0,005056$$

$$\rho = \text{berat jenis} = 0,0019 \text{ gr/cm}^3 = 0,1186 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } \Delta F_a &= \frac{4 \times 0,005056 \times 102942,9241^2 \times 2,20658}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 0,1186 \times 0,0622} \\ &= 0,00076 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G}{3600 \rho} = \frac{102942,9241 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 0,1186 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 241,1067 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_t &= 1 \left(\frac{V^2}{2g'} \right) \\ &= 1 \times \left(\frac{241,1067^2}{2 \times 32,174} \right) \\ &= 903,4072 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \frac{(\Delta F_a + F_t) \times \rho}{144} \\ &= \frac{(0,00076 + 903,4072) \times 0,1186}{144} \\ &= 0,7441 \text{ Psi} \end{aligned}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 4 Psi (aliran gas), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

b. *Pipa Side*

$$\Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

Untuk $Re_p = 323654,3132$ didapat faktor friksi; f :

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{323654,3132^{0,42}} \\ &= 0,0046 \end{aligned}$$

ρ = berat jenis = $1,0103 \text{ gr/cm}^3 = 63,0730 \text{ lb/ft}^3$

Sehingga :

$$\Delta F_p = \frac{4 \times 0,0046 \times 2168128,5090^2 \times 2,2065817}{2 \times 4,18 \cdot 10^{10} \times 63,0730^2 \times 0,0874}$$

$$= 0,0066 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= \frac{0,0066 \times 63,0730}{144}$$

$$= 0,0029 \text{ Psi}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

8. Heater 03

Kode : HE-03

Fungsi : Menaikkan suhu bahan baku minyak sawit dari *expension vessel* 2 sebelum diumpankan menuju *vacum dryer* 1

Tujuan : a. Menentukan tipe *heater*

b. Menentukan bahan konstruksi *heater*

c. Menentukan dimensi *heater*

d. Menghitung *clean overall coefficient*

e. Menghitung *pressure drop*

a. Menentukan tipe *heater*

Jenis heater yang digunakan adalah tipe *shell and tube*, dengan pertimbangan sebagai berikut:

1) Mempunyai *overall head transfer coefficient* yang relatif lebih besar bila dibanding *double pipe*

2) Maintenance dan struktur pendukung relatif mudah dan murah biayanya

b. Menentukan bahan konstruksi *heater*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel type 304*, dengan pertimbangan :

1) Mempunyai *allowable working stress* yang besar

2) Mempunyai *corrosion and heat resisting* yang bagus

c. Menentukan dimensi *heater*

Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

a. Beban panas heater (Q) = 22086,24648 kkal/jam

= 87627,9622 Btu/jam

b. Laju alir massa fluida panas (W) = 689,52357 kg/jam

= 1520,1375 lb/jam

c. Laju alir massa fluida dingin (w) = 39263,16171 kg/jam

= 86560,35156 lb/jam

1. Δt ; Beda suhu sebenarnya

$$\begin{aligned}\Delta t = \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= \frac{(275 - 212) - (212 - 176)}{\ln \frac{(275 - 212)}{(212 - 176)}} \\ &= 48,2474 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi : (tabel 6.2 Kern hal.110)

IPS = $2 \times 1 \frac{1}{4}$ in

SCH = 40

Anulus = Diameter Luar (OD) = 2.38 in = 0.1983 ft

Diameter Dalam (ID) = 2.067 in = 0.1722 ft

$$\begin{aligned} \text{Pipa} &= \text{Diameter Luar (OD)} &= 1,32 \text{ in} &= 0.1100 \text{ ft} \\ &= \text{Diameter Dalam (ID)} &= 1.049 \text{ in} &= 0.0874 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Hot Fluid (Fluida panas) : annulus (steam)

a. Luas aliran, a_a

$$\begin{aligned} a_a &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} (0,1722^2 - 0.1100^2) \\ &= 0.0138 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter ekuivalen (De):

$$\begin{aligned} De &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= \frac{0,1722^2 - 0.1100^2}{0,1983} \\ &= 0.0886 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_a

$$\begin{aligned} G_a &= \frac{W}{a_a} \\ &= \frac{1520,1375 \text{ lb/jam}}{0.0138 \text{ ft}^2} \\ &= 110303,0199 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold; Re_a

$$Re_a = \frac{De \times G_a}{\mu}$$

Pada $T_c = 275 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat viskositas steam $\mu = 0,0315 \text{ lb.jam.ft}$

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{0.0886 \text{ ft} \times 110303,0199 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0315 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 310084,9524 \end{aligned}$$

d. Koefisien *heat transfer outside*; h_o :

Untuk steam terkondensasi $h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$ (Kern hal. 164)

3. *Cold Fluid* (fluida dingin) : pipa (larutan)

a. Luas aliran, a_p

$$\begin{aligned} a_p &= \frac{\pi}{4} D^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times (0.0874)^2 \\ &= 0.0060 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_p ;

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{W}{a_p} \\ &= \frac{86560,35156 \text{ lb/jam}}{0.0060 \text{ ft}^2} \\ &= 14441369,3542 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold , Re_p

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{89,6 + 194}{2} = 141,8^\circ F$ didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

Viskositas	μ	= 1,8150 lb/jam .ft
Konduktivitas panas	k	= 0,078 Btu/jam ft ²
Kapasitas panas	c	= 0,525 Btu/lb °F

$$\begin{aligned} Re_p &= \frac{0.0874 \text{ ft} \times 14441369,3542 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,8150 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 695267,9915 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam; h_i :

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_p = 695267,7851$ dari fig. 24 Kern didapat $JH = 490$

$$\begin{aligned} h_i &= 490 \times \left(\frac{0,078}{0.0874} \right) \left(\frac{0,525 \times 1,8150}{0,078} \right)^{1/3} \quad (1) \\ &= 1006 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 1006 \times \left(\frac{0,078}{0,0874} \right) \\
 &= 836,3133 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan; U_c :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{836,3133 \times 1500}{836,3133 + 1500} \\
 &= 536,9443 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

5. Koefisien perpindahan panas desain; U_D :

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{U_c} + R_d \quad (R_d = 0,003) \\
 \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{536,9443} + 0,0030 = 0,0049 \\
 U_D &= 205,6601 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

6. Luas perpindahan panas yang dibutuhkan; A :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{87627,9622 \text{ Btu/jam}}{205,6601 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 92,2057 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 8,8311805 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 kern hal. 844 untuk pipa 1 ½ in IPS luas permukaan luar pipa per-ft panjang pipa $a_o = 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}$.

Panjang pipa yang dibutuhkan; L

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a_a} \\
 &= \frac{8,8311805 \text{ ft}^2}{0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
 &= 17,733294 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Digunakan 1 hairpins

7. Luas perpindahan pan as sebenarnya; $A_{koreksi}$:

$$A_{koreksi} = 1 \times L \times a_o$$

$$= 1 \times 17,733294 \text{ ft} \times 0,4980 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 8,8311805 \text{ ft}^2$$

8. Koreksi perpindahan panas desain koreksi; U_D koreksi :

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Q}{A \text{ koreksi} \times \Delta t}$$

$$= \frac{67239,5347 \text{ Btu/jam}}{2,5932 \text{ ft}^2 \times 126,0768^\circ F}$$

$$= 205,6601 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ F.$$

9. Faktor pengotor sebenarnya; R_d :

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

$$= \frac{536,9443 - 205,6601}{536,9443 \times 205,6601}$$

$$= 0,003$$

10. *Pressure Drop*

a. *Anulus Side*

$$\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_e'}$$

$$D_e' = (D_2 - D_1)$$

$$= (0,1722 - 0,1100)$$

$$= 0,0622 \text{ ft}$$

$$Re'_a = \frac{D_e' G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,0622 \text{ ft} \times 110303,0199 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0315 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 217892,5854$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{217892,5854^{0,42}}$$

$$= 0,005011966$$

$$\rho = \text{berat jenis} = 0,0019 \text{ gr/cm}^3 = 0,1186 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Maka } \Delta F_a = \frac{4 \times 0,00501196 \times 110303,0199^2 \times 2,20658}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 0,1186 \times 0,0622}$$

$$= 0,00701 \text{ ft}$$

$$V = \frac{G}{3600 \rho} = \frac{110303,0199 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 0,1186 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 258,3451 \text{ ft/detik}$$

$$F_t = 1 \left(\frac{V^2}{2g'} \right)$$

$$= 1 \times \left(\frac{258,3451^2}{2 \times 32,174} \right)$$

$$= 1037,2068 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_t) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{(0,00701 + 1037,2068) \times 0,1186}{144}$$

$$= 0,8543 \text{ Psi}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 4 Psi (aliran gas), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

b. *Pipa Side*

$$\Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

Untuk $Re_p = 695267$ didapat faktor friksi; f :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{323654,3132^{0,42}}$$

$$= 0,0046$$

$$\rho = \text{berat jenis} = 1,0103 \text{ gr/cm}^3 = 63,0730 \text{ lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$\Delta F_p = \frac{4 \times 0,0046 \times 14441369,3542^2 \times 17,733294}{2 \times 4,18 \cdot 10^{10} \times 63,0730^2 \times 0,0874}$$

$$= 2,3416 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} \\ &= \frac{2,3416 \times 63,0730}{144} \\ &= 1,0256 \text{ Psi}\end{aligned}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

9. Flash Tank 1

Komponen minyak	Feed (kg/jam)	%berat	Densitas (g/cm)	Densitasxberat
Air	22,5889813	0,710819197	0,998	0,7094
Gliserol	17,0775	0,289180803	1,26	0,36437
Total	39,6664813	1	2,258	1,07377

$$\begin{aligned}V_{\text{feed}} &= \frac{\text{massa feed}}{\rho} = \frac{\text{massa feed}}{\rho} \\ &= 34,49220179 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dengan faktor kelonggaran 20% maka volume tinggi
 = 1 x volume feed
 = 1 x 34,49220179
 = 41,39064215

Diameter dan tinggi shell

Asumsi

Tinggi silinder (H_s) : diameter 4 : 3

Tinggi tutup (H_d) : diameter D 1 : 4

Volume shell tangki (V_s) :

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{\pi D^2 H}{4} \\ &= \frac{\pi D^2}{4} \times \frac{4}{3} D = \frac{\pi}{3} D^3\end{aligned}$$

Volume tutup tangki (V_e) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \times \frac{1}{4} D = \frac{\pi}{24} D^3$$

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_e$$

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

$$V = \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$34,49220179 : 1,1775 D^3$$

$$D : 0,034138$$

$$D : 0,324399 \text{ m} = 12,7716 \text{ in}$$

$$H_s : \frac{4}{3}D$$

$$H_s : \frac{4}{3}0,324399$$

$$H_s : 0,432532$$

Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki } 0,324399 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup (Hd)} = \frac{1}{4}D$$

$$H_d = \frac{1}{4}0,324399$$

$$H_d = 0,0811 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d$$

$$= 0,432532 + 0,0811$$

$$= 0,513632 \text{ m}$$

Tebal *shell* tangki

direncanakan tangki menggunakan bahan konstruksi *carbon steel SA-286 grade C*, sehingga diperoleh data :

$$\text{Allowable stress (f)} = 13750 \text{ psi}$$

$$= 94803 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 1$$

$$\text{Corrosion allowance} = 0,2 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Volume cairan} = 34,49220179 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = 41,39064215 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi shell} = 0,513632 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{34,49220179}{41,39064215} \times 0,513632$$

$$= 0,428027 \text{ m}$$

$$\text{Phidrostatik} = 1,073765 \times 10 \times 0,428027$$

$$= 4,596004 \text{ Pa}$$

$$= 0,0000453 \text{ Atm}$$

$$P = 0,0000453 + 1 = 1,000045$$

$$P \text{ desain} = 1 \times P$$

$$= 1 \times 1,000045$$

$$= 1,000045 \text{ Atm}$$

$$= 101,3296 \text{ kPa}$$

$$t = \frac{pD}{2fE - 1,2 \times P} + C$$

$$t = \frac{101,3296 \times 12,7716}{2 \times 94803 \times 1 - 1,2 \times 101} + (10 \times 0,000045)$$

$$= 1294,141 \text{ in}$$

10. Flash Tank 2

Komponen minyak	feed (kg/jam)	%berat	densitas (g/cm)	Densitasxberat
Minyak sawit	1	0,010493532	0,998	0,01047
Asam lemak	94,29680151	0,989506468	1,26	1,24678
total	95,29680151	1	2,258	1,25725

$$V_{feed} = \frac{\text{massa feed}}{pv} = \frac{95,29680151}{1,257251}$$

$$= 75,797772 \text{ m}^3$$

Dengan faktor kelonggaran 20% maka :

$$\text{Volume tinggi} = 1 \times \text{volume feed}$$

$$= 1 \times 75,80$$

$$= 90,96$$

Diameter dan tinggi shell

Asumsi

Tinggi silinder (Hs) : diameter 4 : 3

Tinggi tutup (Hd) : diameter D 1 : 4

Volume shell tangki (Vs) :

$$V_s = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$= \frac{\pi D^2 \times \frac{4}{3} D}{4} = \frac{\pi}{3} D^3$$

Volume tutup tangki (Ve) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \times \frac{1}{4} D = \frac{\pi}{24} D^3$$

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_e$$

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

$$V = \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$75,8 = 1,1775 D^3$$

$$D = 0,015534$$

$$D = 0,250 \text{ m} = 9,8425 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{4}{3} D$$

$$\frac{4}{3} \times 0,250$$

$$H_s =$$

$$H_s = 0,333333$$

Diameter dan tinggi tutup

Diameter tutup = diameter tangki 3,08262 m

$$\text{Tinggi tutup (Hd)} = \frac{1}{4} D$$

$$H_d = \frac{1}{4} 0,15534$$

$$H_d = 0,003884 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d$$

$$= 0,333333 + 0,003884$$

$$= 0,337217 \text{ m}$$

Tebal *shell* tangki

direncanakan tangki menggunakan bahan konstruksi *carbon steel SA-286 grade C*, sehingga diperoleh data :

$$\text{allowable stress (f)} = 13750 \text{ psi}$$

$$= 94803 \text{ kPa}$$

$$\text{joint efficiency (E)} = 1$$

$$\text{corrosion allowance} = 0,2 \text{ in/tahun}$$

$$\text{volume cairan} = 75,80 \text{ m}^3$$

$$\text{volume tangki} = 90,96 \text{ m}^3$$

$$\text{tinggi shell} = 0,337217 \text{ m}$$

$$\text{tinggi cairan dalam tangki} = \frac{75,80}{90,96} \times 0,337217$$

$$= 0,281014 \text{ m}$$

$$\text{Phidrostatik} = 1,257251 \times 10 \times 0,281014$$

$$= 3,533051 \text{ Pa}$$

$$= 0,00000353 \text{ Atm}$$

$$P = 0,00000353 + 1 = 1,000004$$

$$P \text{ desain} = 1 \times P$$

$$= 1 \times 1,000004$$

$$= 1,000004 \text{ Atm}$$

$$= 101,3254 \text{ kPa}$$

$$t = \frac{pD}{2fE - 1,2 \times P} + C$$

$$t = \frac{101,3254 \times 9,8425}{2 \times 94803 \times 1 - 1,2 \times 101} + (10 \times 0,00000353)$$

$$= 997,2952 \text{ in}$$

11. *Expansion Vessel 1*

Kode : EX-01

Fungsi : Menurunkan tekanan dan penurunan suhu dari gliserol dan air

Tujuan : a. Menentukan tipe *expansion vessel*

b. Menentukan bahan konstruksi *expansion vessel*

c. Menentukan jumlah stage *expansion vessel*

d. Menghitung suhu dan tekanan keluar *expansion vessel* tiap stage

e. Menghitung tenaga *expansion vessel*

Perancangan :

a. Menentukan tipe *expansion vessel*

Bentuk : Silinder dengan dasar vertikal (*flay up*) dan elipsoidal

Pertimbangan : 1) Bahan baku disimpan dalam fase cair

2) Kondisi operasi pada *expansion vessel* berada pada tekanan 1 atm dan suhu 80°C

3) Konstruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis

b. Menentukan bahan konstruksi *expansion vessel*

Bahan : *Carbon Steel SA -286 Grade C*

Pertimbangan : Tahan terhadap korosif

Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi mudah

c. Menentukan jumlah *stage expansion vessel*

Dari perhitungan neraca panas diperoleh

$$RC = 3,87$$

$$n = 1$$

karena $RC < 4$, maka digunakan *stage expansion vessel 1*, sesuai persamaan:

$$RC = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{1}{n}} = \left(\frac{15}{1} \right)^{\frac{1}{2}} = 3.87$$

d. Menghitung suhu dan tekanan keluar *expansion vessel* tiap stage

Dari perhitungan neraca panas telah didapatkan suhu dan tekanan keluar pada setiap stage, yaitu:

Stage 1

$$T_{in}, K = 413$$

$$T_{out}, K = 353$$

$$P_{in}, atm = 2,58$$

$$P_{out}, atm = 0,789$$

e. Menghitung tenaga *expansion vessel*

Power expansion vessel merupakan penjumlahan dari *power* yang dibutuhkan setiap *stage*

1) Tenaga *expansion vessel stage 1*

Untuk menghitung tenaga *expansion vessel* digunakan persamaan:

$$-W = \frac{Z \cdot R \cdot T}{M} \left(\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right)$$

Tenaga *expansion vessel* = Politropik work/Ep

Dimana:

W = Tenaga politropik *expansion vessel*, KJ/kmol

Z = Faktor kompresi

R = Konstanta gas ideal

T_{in} = Suhu gas masuk kompresor *stage 1*

M = Berat molekul, kg/kmol

P_{in} = Tekanan masuk *expansion vessel stage 1*

P_{out} = Tekanan keluar *expansion vessel*

Ep = Efisiensi politropik

Komponen	Massa	f _i	Y _i	BM	Y _i .BM	T _c	Y _i .T _c	P _c	Y _i .P _c
Gliserol	10,7103	0,11642	0,0738	92	6,78997	724,85	53,4969	65,8278	4,85836
Air	26,3263	1,46095	0,9262	18,02	16,6901	647	599,249	217,715	201,647
Jumlah	37,0365	1,57736	1		23,48		652,746		206,505

$$T_{rmean} = \frac{T_{in} + T_{out}}{2 \cdot T_c}$$

$$T_{in} = 413$$

$$T_{out} = 353$$

$$T_{rmean} = 0,586752287$$

$$Pr_{mean} = \frac{Pin + Pout}{2 * Pc}$$

$$Pin = 2,58$$

$$Pout = 0,789$$

$$Pr_{mean} = 0,008157173$$

$$T_{mean} = \frac{Tin + Tout}{2}$$

$$T_{mean} = 383$$

Kapasitas pada suhu rata-rata (T_{mean}) adalah:

Komponen	Fi	yi	Cp°	Cp° Campuran
Gliserol	0,11642	0,0738	3812,85	281,403986
Air	1,46095	0,9262	34,4274	31,8865187
Jumlah	1,57736	1		313,290505

Koreksi untuk harga kapasitas panas, C_p diperoleh dari fig 3.2 Coulson, Vol 6, 1983.

Dengan memplotkan harga T_{mean} dan Pr_{mean} pada grafik tersebut diperoleh harga

$$(C_p - C_p^\circ) = 9 \text{ kJ/Kmol-K.}$$

maka:

$$C_p = 316,1905045 \text{ kJ/Kmol-K.}$$

Dari harga T_{mean} dan Pr_{mean} pada fig. 3.8, 3.9, 3.10 coulson, vol 6 1983

hal 76, 77, 78 diperoleh harga :

$$Z = 0,98$$

$$X = 0,1$$

$$Y = 1,02$$

Dari perhitungan neraca panas diperoleh harga

$$E_p = 66\% = 0,66$$

Dari persamaan 3.36 dan 3.38 coulson, 1983 diperoleh harga m dan n sebagai berikut:

$$m = \frac{Z * R}{C_p} \left(\left(\frac{1}{E_p} \right) + X \right)$$

$$R = 8,314$$

$$m = 0,041619853$$

$$n = \left(\frac{1}{Y - m \cdot (1 - X)} \right)$$

$$n = 1,01776806$$

$$-W = \frac{Z \cdot R \cdot T_{in}}{BM} \left(\left(\frac{3.87}{1} \right)^{\frac{1.4-1}{1.4}} - 1 \right)$$

$$(-)W = 0,472032568$$

$$(-)W = 67,6487213 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Tenaga expansion} = \frac{\text{Politropik work}}{E_p}$$

$$\text{Tenaga expansion} = 0,044910196 \text{ kJ/s}$$

$$4,49102E-05 \text{ MW}$$

Dari table 3.1, Coulson, 1983, untuk tenaga *expansion* 281.34 kW diperoleh harga efisiensi motor penggerak dengan interpolasi sebesar

$$E_e = 93.48\% \quad 0.9348$$

Sehingga :

$$\text{Tenaga elektrik} = \frac{-W \cdot \text{laju alir massa}}{E_e}$$

$$\text{Tenaga elektrik} = 0,744506852 \text{ kJ/s}$$

$$= 0,000744507 \text{ MW}$$

12. *Expansion Vessel 2*

Kode : EX-02

Fungsi : Menurunkan tekanan dan penurunan suhu dari gliserol dan air

- Tujuan :
- Menentukan tipe *expansion vessel*
 - Menentukan bahan konstruksi *expansion vessel*
 - Menentukan jumlah *stage expansion vessel*
 - Menghitung suhu dan tekanan keluar *expansion vessel* tiap *stage*
 - Menghitung tenaga *expansion vessel*

Perancangan :

- Menentukan tipe *expansion vessel*

Bentuk : Silinder dengan dasar vertikal (*flay up*) dan ellipsoidal

Pertimbangan : 1) Bahan baku disimpan dalam fase cair

2) Kondisi operasi pada *expansion vessel* berada pada tekanan 1 atm dan suhu 80°C

3) Kontruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis

b. Menentukan bahan kontruksi *expansion vessel*

Bahan : *Carbon Steel SA -286 Grade C*

Pertimbangan : Tahan terhadap korosif

Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan kontruksi mudah

c. Menentukan jumlah *stage expansion vessel*

Dari perhitungan neraca panas diperoleh

$$RC = 3,87$$

$$n = 1$$

karena $RC < 4$, maka digunakan *expansion vessel* 1 *stage*, sesuai persamaan:

$$RC = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{1}{n}} = \left(\frac{15}{1} \right)^{\frac{1}{2}} = 3,87$$

d. Menghitung suhu dan tekanan keluar *expansion vessel* tiap *stage*

Dari perhitungan neraca panas telah didapatkan suhu dan tekanan keluar pada setiap *stage*, yaitu:

Stage 1

$$T_{in}, K = 413$$

$$T_{out}, K = 353$$

$$P_{in}, atm = 0,838$$

$$P_{out}, atm = 55$$

e. Menghitung tenaga *expansion vessel*

Power *expansion vessel* merupakan penjumlahan dari power yang dibutuhkan setiap *stage*

1) Tenaga *expansion vessel stage 1*

Untuk menghitung tenaga *expansion vessel* digunakan persamaan:

$$-W = \frac{Z \cdot R \cdot T}{M} \left(\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right)$$

Tenaga *expansion vessel* = Politropik work/Ep

Dimana:

W = Tenaga politropik *expansion vessel*, KJ/kmol

- Z = Faktor kompresi
 R = Konstanta gas ideal
 Tin = Suhu gas masuk kompresor *stage*
 M = Berat molekul , kg/kmol
 Pin = Tekanan masuk *expansion vessel stage*
 Pout = Tekanan keluar *expansion vessel*
 Ep = Efisiensi politropik

Komponen	Massa	fi	Yi	BM	Yi.BM	Tc	Yi.Tc	Pc	Yi.Pc
Minya kelapa sawit	1	850	0,999	850	849,65	724,85	724,55	217,71	217,62
Asam lemak	94,296	0,34924	0,0004	270	0,1108	647	0,2657	44	0,0180
Jumlah	95,296	850,349	1		849,762		724,818		217,644

$$T_{rmean} = \frac{T_{in} + T_{out}}{2 * T_c}$$

$$T_{in} = 413$$

$$T_{out} = 353$$

$$T_{rmean} = 0,528408492$$

$$P_{rmean} = \frac{P_{in} + P_{out}}{2 * P_c}$$

$$P_{in} = 0,838$$

$$P_{out} = 55$$

$$P_{rmean} = 0,128278335$$

$$T_{mean} = \frac{T_{in} + T_{out}}{2}$$

$$T_{mean} = 383$$

Kapasitas pada suhu rata-rata (Tmean) adalah:

Komponen	Fi	yi	Cp°	Cp° Campuran
Asam lemak	850	0,9995893	30458,7	30446,20065
Minyak kelapa sawit	0,349247413	0,0004107	10277,7	4,221171314
Jumlah	850,3492474	1		30450,42182

Koreksi untuk harga kapasitas panas, Cp diperoleh dari fig 3.2 Coulson, Vol 6, 1983.

Dengan memplotkan harga Trmean dan Prmean pada grafik tersebut diperoleh harga

$$(C_p - C_p^\circ) = 2,9 \text{ kJ/Kmol-K.}$$

maka:

$$C_p = 30453,32182 \text{ kJ/Kmol-K.}$$

Dari harga T_{rmean} dan P_{rmean} pada fig. 3.8, 3.9, 3.10 Coulson, vol 6 1983 hal 76, 77, 78 diperoleh harga :

$$Z = 0,98$$

$$X = 0,1$$

$$Y = 1,02$$

Dari perhitungan neraca panas diperoleh harga

$$E_p = 66\% = 0,66$$

Dari persamaan 3.36 dan 3.38 Coulson, 1983 diperoleh harga m dan n sebagai berikut:

$$m = \frac{Z \cdot R}{C_p} \left(\left(\frac{1}{E_p} \right) + X \right)$$

$$R = 8,314$$

$$m = 0,00043213$$

$$n = \left(\frac{1}{Y - m \cdot (1 - X)} \right)$$

$$n = 0,980766115$$

$$-W = \frac{Z \cdot R \cdot T_{in}}{BM} \left(\left(\frac{3,87}{1} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right)$$

$$(-)w = 0,472032568$$

$$(-)W = 1,869222127 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Tenaga expansion} = \frac{\text{Politropik work}}{E_p}$$

$$\text{Tenaga expansion} = 0,668977958 \text{ kJ/s}$$

$$0,000668978 \text{ MW}$$

Dari table 3.1, Coulson, 1983, untuk tenaga *expansion* 281,34 kW diperoleh harga efisiensi motor penggerak dengan interpolasi sebesar

$$E_e = 93,48\% = 0,9348$$

Sehingga :

$$\text{Tenaga elektrik} = \frac{-W \cdot \text{laju alir massa}}{E_e}$$

$$\text{Tenaga elektrik} = 0,052931967 \text{ kJ/s}$$

$$= 5,2932E-05 \text{ MW}$$

Resume *expansion vessel* 2

Jumlah *stage* 1

stage 1 Tin 413 Tout 353

Pin 0,838 Pout 55

Tenaga Aktual *expansion vessel*

Stage 1 0,000668978

Tenaga elektrik

stage 1 5,2932E-05

13. Pompa 1

Kode : P-01

Fungsi : Mengalirkan bahan baku minyak kelapa sawit menuju *heater*1

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
b. Menentukan tenaga pompa
c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

Kapasitas = 9645,0617 kg/jam

Density campuran fluida = 12,99119734 kg/jam

Debit pemompaan = 0,004666779 ft³/s

Faktor keamanan = 10%

Debit yang sebenarnya = 0,005133457 ft³/s
 viskositas fluida, = 69,7 cp suhu ruang
 168,6104552 lb/fts

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

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

$$= \frac{21263,696 \text{ lb/jam}}{811,0400 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 26,2178 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0073 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

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

$$= 3,9 \times 0,0073^{0,45} \times 811,0400^{0,13}$$

$$= 1,0169 \text{ in.}$$

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

NPS = 1+1/2 in
 Schedule = 40
 Diameter dalam, D = 1,61 in = 0,13417 ft
 Luas penampang, A = 2,04 in² = 0,0142 ft²

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1342 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0142 \text{ ft}^2}$$

$$= 5,2388 \text{ ft/detik}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{811,0400 \text{ lb/ft}^3 \times 26,2178 \text{ ft/detik} \times 0,1342 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 0,3310$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus (panjang; L = 20 m = 65,6168 ft

- b. Buah elbow 90°, 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
 c. Tinggi pemompaan $Z = 7 \text{ m}$ (22,9659 ft)

Panjang ekuivalen pipa sebagai berikut :

1. Elbow 90°	$Le = 3 \times 30 \times 0,0034 \text{ ft}$	$= 12,0750 \text{ ft}$
2. <i>Gate valve full open</i>	$Le = 1 \times 8 \times 0,0034 \text{ ft}$	$= 1,0733 \text{ ft}$
3. <i>Globe valve full open</i>	$Le = 1 \times 340 \times 0,0034 \text{ ft}$	$= 45,6168 \text{ ft}$
Total	$Le = 58,7651 \text{ ft}$	

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total; } \Sigma L &= L + Le \\ &= 65,6168 + 58,7651 \\ &= 124,3819 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\begin{aligned} \text{Maka } \epsilon/D &= \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,1342 \text{ ft}} \\ &= 0,0011 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,0011$ dan $N_{Re} = 0,3310$ diperoleh faktor friksi $f = 0,012$

Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,012 \times 124,3819 \text{ ft} \times (26,2178 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,5129 \text{ ft}} \\ &= 0,04547 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$-w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{det}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} -w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,04547 \\ &= 23,0300 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{23,0300 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0073 \text{ ft}^3 / \text{det} \times 811,040 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,2473 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,2473 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 2,4732 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 2,473 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{2,4732 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 12,3662 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 13 Hp

14. Pompa 2

Kode : P-02

Fungsi : Mengalirkan bahan baku air proses menuju *heater 2*

jenis : Pompa sentrifugal

bahan konstruksi : *Commercial steel*

Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
b. Menentukan tenaga pompa
c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) viskositas cairan rendah
- 2) konstruksinya sederhana
- 3) fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) tidak memerlukan area yang luas
- 5) biaya perawatan yang murah
- 6) banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

Laju alir massa m = 8037,5514 kg/jam

Density campuran fluida = 16,21323362 kg/jam

Debit pemompaan = 0,001259042 ft³/s

faktor keamanan = 10%

Debit yang sebenarnya = 0,001384947 ft³/s

viskositas fluida, = 1 cp suhu ruang
2,419088311 lb/fts

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

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

$$= \frac{17719,7467 \text{ lb/jam}}{1012,1916 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 17,5063 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0049 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned} di &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0049^{0,45} \times 1012,1916^{0,13} \\ &= 0,8727 \text{ in.} \end{aligned}$$

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

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

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Diameter dalam, D} = 1,5 \text{ in} = 0,125 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang, A} = 1,8 \text{ in}^2 = 0,015 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0049 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,015 \text{ ft}^2} \\ &= 0,0324 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{1012,1916 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0324 \text{ ft/detik} \times 0,125 \text{ ft}}{2,4190 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}} \\ &= 1,6956 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; $L = 18 \text{ m} = 59,0551 \text{ ft}$)
- Buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan $Z = 6 \text{ m} (19,685 \text{ ft})$

Panjang ekuivalen pipa sebagai berikut :

- Elbow 90° $Le = 3 \times 30 \times 0,125 \text{ ft} = 11,25 \text{ ft}$
- Gate valve full open* $Le = 1 \times 8 \times 0,125 \text{ ft} = 1,000 \text{ ft}$

$$3. \text{ Globe valve full open } \quad \underline{Le = 1 \times 340 \times 0,125\text{ft} = 42,5 \text{ ft}}$$

$$\text{Total} \quad \underline{Le = 54,7500 \text{ ft}}$$

$$\text{Panjang pipa total; } \Sigma L = L + Le$$

$$= 59,0551 + 54,7500$$

$$= 113,8051 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan}$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\text{Maka } \epsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,1342 \text{ ft}}$$

$$= 0,0011$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,0011$ dan $N_{Re} = 0,3310$

diperoleh faktor friksi $f = 0,012$

Maka :

$$F = \frac{0,012 \times 113,8051 \text{ ft} \times (0,0324 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,0324 \text{ ft}}$$

$$= 0,0002 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan

Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft} - \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{det}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} -w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,0002 \\ &= 22,9847 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{22,9847 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0049 \text{ ft}^3 / \text{det} \times 1012,1916 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,2057 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,2057 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 2,0570 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 2,057 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{2,0570 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 10,2849 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 11 Hp

15. Pompa 3

Kode : P-03

Fungsi : Mengalirkan bahan baku minyak kelapa sawit dari *heater* 1 menuju kolom *splitting*

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

- Tujuan :
- a. Menentukan tipe pompa
 - b. Menentukan tenaga pompa
 - c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

Kapasitas	= 9645,0617 kg/jam
Density campuran fluida	= 12,99119734 kg/jam
Debit pemompaan	= 0,004666779 ft ³ /s
Faktor keamanan	= 10%
Debit yang sebenarnya	= 0,005133457 ft ³ /s
Viskositas fluida,	= 69,7 cp
	168,6104552 lb/fts

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{21263,696 \text{ lb/ jam}}{811,0400 \text{ lb/ ft}^3} \\ &= 26,2178155 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0073 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned}
 d_i &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,0073^{0,45} \times 811,040^{0,13} \\
 &= 1,0169 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

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

NPS	= 1+1/2 in
Schedule	= 40
Diameter dalam, D	= 1,61 in = 0,13417 ft
Luas penampang, A	= 2,04 in ² = 0,17 ft ²

Uji bilangan Reynold (NRe) :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0073 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,17 \text{ ft}^2} \\
 &= 0,0428 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{811,040 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0428 \text{ ft/detik} \times 0,13417 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}} \\
 &= 0,0276
 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; $L = 20 \text{ m} = 65,6168 \text{ ft}$)
- Buah elbow 90°, 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan $Z = 7 \text{ m} (22,9659 \text{ ft})$

Panjang ekuivalen pipa sebagai berikut :

1. Elbow 90°	$Le = 3 \times 30 \times 0,13417 \text{ ft}$	= 12,0750 ft
2. <i>Gate valve full open</i>	$Le = 1 \times 8 \times 0,13417 \text{ ft}$	= 1,0733 ft
3. <i>Globe valve full open</i>	$Le = 1 \times 340 \times 0,13417 \text{ ft}$	= 45,6167 ft
Total	$Le = 58,7650 \text{ ft}$	

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total; } \Sigma L &= L + Le \\
 &= 65,6168 + 58,7650 \\
 &= 124,3818 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan}$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\begin{aligned} \text{Maka } \epsilon/D &= \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,1342 \text{ ft}} \\ &= 0,0011 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,0011$ dan $N_{Re} = 0,3310$ diperoleh faktor friksi $f = 0,012$

Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,012 \times 124,3818 \text{ ft} \times (0,0428 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,0428 \text{ ft}} \\ &= 0,0003 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m/\text{lb}_f \cdot \text{detik}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} - w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,0003 \\ &= 22,9848 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft.lbf/det/HP}} \\ &= \frac{22,9848 \text{ ft.lbf/lbm} \times 0,0073 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 811,0400 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft.lbf/detik/HP}} \\ &= 0,2468 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,2468 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 2,468 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 2,468 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{2,468 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 12,3420 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 13 Hp

16. Pompa 4

Kode : P-04

Fungsi : Mengalirkan air proses dari *heater 2* menuju kolom *splitting*

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan Konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
b. Menentukan tenaga pompa
c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

1) Viskositas cairan rendah

- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah

6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

Kapasitas	= 8037,5514 kg/jam
Density campuran fluida	= 16,21323362 kg/jam
Debit pemompaan	= 0,001259042 ft ³ /s
faktor keamanan	= 10%
Debit yang sebenarnya	= 0,001384947 ft ³ /s
viskositas fluida,	= 1 cp (suhu ruang)
	= 2,419088311 lb/fts

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{17719,7467 \text{ lb/ jam}}{811,0400 \text{ lb/ ft}^3} \\
 &= 17,5063 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,8727 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned}
 di &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,0049^{0,45} \times 1012,1916^{0,13} \\
 &= 0,8727 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

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

NPS	= 1+1/2 in
Schedule	= 40
Diameter dalam, D	= 1,5 in = 0,125 ft
Luas penampang, A	= 1,8 in ² = 0,015 ft ²

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0049 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,015 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,324 \text{ ft/detik}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{1012,1916 \text{ lb/ft}^3 \times 0,324 \text{ ft/detik} \times 0,125 \text{ ft}}{2,4190 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 1,6956$$

N_{Re} > 2100 ⇒ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; L = 18 m = 59,0551 ft)
- Buah elbow 90°, 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan Z = 6 m (19,685 ft)

Panjang ekivalen pipa sebagai berikut :

1. Elbow 90°	Le = 3 × 30 × 0,125 ft	= 11,25 ft
2. <i>Gate valve full open</i>	Le = 1 × 8 × 0,125 ft	= 1,000 ft
3. <i>Globe valve full open</i>	Le = 1 × 340 × 0,125ft	= 42,5 ft
Total	Le = 54,7500 ft	

$$\text{Panjang pipa total; } \Sigma L = L + Le$$

$$= 59,0551 + 54,7500$$

$$= 113,8051 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan}$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\text{Maka } \epsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,1342 \text{ ft}}$$

$$= 0,0011$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,0011$ dan N_{Re} = 0,3310

diperoleh faktor friksi $f = 0,012$

Maka :

$$F = \frac{0,012 \times 113,8051 \text{ ft} \times (0,0324 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,0324 \text{ ft}}$$
$$= 0,0002 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$-w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m/\text{lb}_f \cdot \text{detik}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

maka :

$$-w_f = 0 + 0 + 22,9845 + 0,0002$$
$$= 22,9847 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\text{WHP} = \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft.lbf/detik/Hp}}$$
$$= \frac{22,9847 \text{ ft.lbf/lbm} \times 0,0049 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 1012,1916 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft.lbf/detik/Hp}}$$
$$= 0,2057 \text{ Hp}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,2057 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 2,0570 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 2,057 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{2,0570 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 10,2849 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 11 Hp

17. Pompa 5

Kode	: P-05
Fungsi	: Mengalirkan minyak kelapa sawit dan asam lemak dari kolom <i>splitting</i> menuju <i>flash tank 2</i>
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Tujuan	: a. Menentukan tipe pompa b. Menentukan tenaga pompa c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

$$\text{Kapasitas} = 13750,00 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Density campuran fluida} = 12,99119734 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Debit pemompaan} = 0,004492213 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Debit yang sebenarnya} = 0,004941435 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{viskositas fluida,} &= 69,7 \text{ cp} \\ &= 168,6104552 \text{ lb/fts} \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{30313,525 \text{ lb/ jam}}{811,0400 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 37,3761 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$= 0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned} di &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0104^{0,45} \times 811,040^{0,13} \\ &= 1,1928 \text{ in.} \end{aligned}$$

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

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

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Diameter dalam, D} = 2,4 \text{ in} = 0,2 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang, A} = 2,2 \text{ in}^2 = 0,18222 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan Reynold (NRe) :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,18333 \text{ ft}^2} \\ &= 0,0566 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{811,0400 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0566 \text{ ft/detik} \times 0,2 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{det ik}}$$

$$= 0,0545$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; $L = 24 \text{ m} = 78,74015 \text{ ft}$)
- Buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan $Z = 9 \text{ m} (29,52755 \text{ ft})$

Panjang ekuivalen pipa sebagai berikut :

1. Elbow 90°	$Le = 3 \times 30 \times 0,2 \text{ ft} = 18,0 \text{ ft}$
2. <i>Gate valve full open</i>	$Le = 1 \times 8 \times 0,2 \text{ ft} = 1,60 \text{ ft}$
3. <i>Globe valve full open</i>	$Le = 1 \times 340 \times 0,2 \text{ ft} = 68,0 \text{ ft}$
Total	$Le = 87,60 \text{ ft}$

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

$$= 78,740 + 87,60$$

$$= 166,3402 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,0002 ft

$$\text{Maka } \epsilon/D = \frac{0,0002 \text{ ft}}{0,2 \text{ ft}}$$

$$= 0,001$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,001$ dan $N_{Re} = 0,0545$

diperoleh faktor friksi $f = 0,015$

Maka :

$$F = \frac{0,012 \times 166,3402 \text{ ft} \times (0,0566 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{det ik}^2 \times 0,2 \text{ ft}}$$

$$= 0,0005 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$-w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{det}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} -w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,0005 \\ &= 22,9850 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{22,9850 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0104 \text{ ft}^3 / \text{det} \times 811,0400 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,3519 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,3519 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 3,5190 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 3,5190 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{3,5190 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 17,5949 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 18 Hp

18. Pompa 6

Kode : P-06

Fungsi : Mengalirkan gliserol dan air dari kolom *splitting* menuju *flash tank I*

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
b. Menentukan tenaga pompa
c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang di`gunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

Kapasitas = 1647,1354 kg/jam

Density campuran fluida = 44,77338736 kg/jam

Debit pemompaan = 0,000506572 ft³/s

faktor keamanan = 10%

Debit yang sebenarnya = 0,00055723 ft³/s
 viskositas fluida, = 69,7 cp
 168,6104552 lb/fts

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

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

$$= \frac{3631,30768 \text{ lb/ jam}}{2795,2 \text{ lb/ ft}^3}$$

$$= 1,299 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0004 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

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

$$= 3,9 \times 0,0004^{0,45} \times 2795,2^{0,13}$$

$$= 0,3090 \text{ in.}$$

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

NPS = 1+1/2 in
 Schedule = 20
 Diameter dalam, D = 1,27 in = 0,10583 ft
 Luas penampang, A = 1,47 in² = 0,1225 ft²

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0004 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1225 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,0052 \text{ ft/det}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{2795,2 \text{ lb/ ft}^3 \times 0,0029 \text{ ft/detik} \times 0,210583 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 0,0052$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus (panjang; L = 14 m = 45,9317 ft

- b. Buah elbow 90°, 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
 c. Tinggi pemompaan $Z = 3 \text{ m}$ (9,8425 ft)

Panjang ekuivalen pipa sebagai berikut :

- | | | |
|---------------------------------|---|-----------------------|
| 1. Elbow 90° | $Le = 3 \times 30 \times 0,10583 \text{ ft}$ | $= 9,525 \text{ ft}$ |
| 2. <i>Gate valve full open</i> | $Le = 1 \times 8 \times 0,10583 \text{ ft}$ | $= 0,8467 \text{ ft}$ |
| 3. <i>Globe valve full open</i> | $Le = 1 \times 340 \times 0,10583 \text{ ft}$ | $= 35,9833$ |
| Total | $Le = 46,3550 \text{ ft}$ | |

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total; } \Sigma L &= L + Le \\ &= 45,9317 + 46,3550 \\ &= 92,2868 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\begin{aligned} \text{Maka } \epsilon/D &= \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,10583 \text{ ft}} \\ &= 0,001417 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,001$ dan $N_{Re} = 0,0052$ diperoleh faktor friksi $f = 0,01$

Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,003 \times 92,2868 \text{ ft} \times (0,0029 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,10583 \text{ ft}} \\ &= 0,00000035 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$-w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{det}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} -w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,00000035 \\ &= 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0004 \text{ ft}^3 / \text{det} \times 2795,2 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,0422 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,0422 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 0,4215 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 0,4215 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,4215 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 2,1077 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 2 Hp

19. Pompa 7

Kode : P-07

Fungsi : Mengalirkan minyak kelapa sawit dan asam lemak menuju *expansion vessel 2* dari *flash tank 2*

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
b. Menentukan tenaga pompa
c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

Kapasitas = 13800,2749 kg/jam

Density campuran fluida = 12,99119734 kg/jam

Debit pemompaan = 0,004492213 ft³/s

faktor keamanan = 10%

Debit yang sebenarnya = 0,004941435 ft³/s

viskositas fluida, = 69,7 cp

168,6104552 lb/fts

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

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

$$= \frac{30424,362 \text{ lb/jam}}{811,0400 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 37,5128 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

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

$$= 3,9 \times 0,0104^{0,45} \times 811,04^{0,13}$$

$$= 1,1948 \text{ in.}$$

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

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

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Diameter dalam, D} = 2,65 \text{ in} = 0,22083 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang, A} = 2,3 \text{ in}^2 = 0,19167 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,19167 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,0544 \text{ ft/detik}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{811,040 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0544 \text{ ft/detik} \times 0,22083 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 0,0578$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; $L = 23 \text{ m} = 75,4593 \text{ ft}$)
- Buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan $Z = 8 \text{ m} (26,2467 \text{ ft})$

Panjang ekuivalen pipa sebagai berikut :

- Elbow 90° $Le = 3 \times 30 \times 0,22083 \text{ ft} = 19,8750 \text{ ft}$
- Gate valve full open* $Le = 1 \times 8 \times 0,22083 \text{ ft} = 1,7667 \text{ ft}$

$$3. \text{ Globe valve full open } \quad \underline{Le = 1 \times 340 \times 0,22083 \text{ ft} = 75,0833 \text{ ft}}$$

$$\text{Total} \quad Le = 96,7250 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total; } \Sigma L = L + Le$$

$$= 75,4593 + 96,7250$$

$$= 172,1843 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan}$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ε (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\text{Maka } \varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,22083 \text{ ft}}$$

$$= 0,00067925$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\varepsilon/D = 0,0007$ dan $N_{Re} = 0,0578$

diperoleh faktor friksi $f = 0,06$

Maka :

$$F = \frac{0,06 \times 172,1843 \text{ ft} \times (0,0544 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,22083 \text{ ft}}$$

$$= 0,0021 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernouilly untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{det}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} -w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,0021 \\ &= 22,9866 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{22,9866 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0104 \text{ ft}^3 / \text{det} \times 811,040 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,3532 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,3532 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 3,5321 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 3,5321 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{3,5321 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 17,6605 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 18 Hp

20. Pompa 8

Kode : P-08

Fungsi : Mengalirkan gliserol dan air dari *flash tank* 1 menuju *expansion vessel* 1

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

- Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
 b. Menentukan tenaga pompa
 c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

$$\text{Kapasitas} = 1647,1354 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Density campuran fluida} = 44,77338736 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Debit pemompaan} = 0,000506572 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Debit yang sebenarnya} = 0,00055723 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{viskositas fluida,} = 69,7 \text{ cp}$$

$$168.6104552 \text{ lb/fts}$$

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

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

$$= \frac{3631,30768 \text{ lb/ jam}}{2795,2 \text{ lb/ ft}^3}$$

$$= 1,299 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0004 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

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

$$= 3,9 \times 0,0004^{0,45} \times 2795,2^{0,13}$$

$$= 0,3090 \text{ in.}$$

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

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

$$\text{Schedule} = 20$$

$$\text{Diameter dalam, } D = 1,27 \text{ in} = 0,10583 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang, } A = 1,47 \text{ in}^2 = 0,1225 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan Reynold (NRe) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0004 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1225 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,0052 \text{ ft/detik}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{2795,2 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0029 \text{ ft/detik} \times 0,210583 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 0,0052$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; $L = 14 \text{ m} = 45,9317 \text{ ft}$)
- Buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan $Z = 3 \text{ m} (9,8425 \text{ ft})$

Panjang ekivalen pipa sebagai berikut :

- Elbow 90° $Le = 3 \times 30 \times 0,10583 \text{ ft} = 9,525 \text{ ft}$
- Gate valve full open* $Le = 1 \times 8 \times 0,10583 \text{ ft} = 0,8467 \text{ ft}$
- Globe valve full open* $Le = 1 \times 340 \times 0,10583 \text{ ft} = 35,9833 \text{ ft}$

$$\text{Total } Le = 46,3550 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total; } \Sigma L = L + Le$$

$$= 45,9317 + 46,3550$$

$$= 92,2868 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\begin{aligned} \text{Maka } \epsilon/D &= \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,10583 \text{ ft}} \\ &= 0,001417 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,001$ dan $N_{Re} = 0,0052$ diperoleh faktor friksi $f = 0,01$

Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,003 \times 92,2868 \text{ ft} \times (0,0029 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,10583 \text{ ft}} \\ &= 0,00000035 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m/\text{lb}_f \cdot \text{detik}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} - w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,00000035 \\ &= 22,9845 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft.lbf/det/HP}} \\ &= \frac{22,9845 \text{ ft.lbf/lbm} \times 0,0004 \text{ ft}^3/\text{det ik} \times 2795,2 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft.lbf/detik/HP}} \\ &= 0,0422 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,0422 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 0,4215 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 0,4215 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,4215 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 2,1077 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 2 Hp

21. Pompa 9

- Kode : P-09
- Fungsi : Mengalirkan minyak kelapa sawit dan asam lemak dari *expansion vessel 2* menuju *heater 3*
- Jenis : Pompa sentrifugal
- Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*
- Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
b. Menentukan tenaga pompa
c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

$$\text{Kapasitas} = 13800,2749 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Density campuran fluida} = 12,99119734 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Debit pemompaan} = 0,004492213 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Debit yang sebenarnya} = 0,004941435 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{viskositas fluida,} = 69,7 \text{ cp}$$

$$168,6104552 \text{ lb/fts}$$

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

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

$$= \frac{30424,362 \text{ lb/ jam}}{811,0400 \text{ lb/ ft}^3}$$

$$= 37,5128 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

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

$$= 3,9 \times 0,0104^{0,45} \times 811,04^{0,13}$$

$$= 1,1948 \text{ in.}$$

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

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

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam, } D &= 2,65 \text{ in} = 0,22083 \text{ ft} \\ \text{Luas penampang, } A &= 2,3 \text{ in}^2 = 0,19167 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,19167 \text{ ft}^2} \\ &= 0,0544 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{811,040 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0544 \text{ ft/detik} \times 0,22083 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}} \\ &= 0,0578 \end{aligned}$$

N_{Re} > 2100 ⇒ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus (panjang; L = 23 m = 75,4593 ft)
- b. Buah elbow 90°, 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- c. Tinggi pemompaan Z = 8 m (26,2467 ft)

Panjang ekuivalen pipa sebagai berikut :

1. Elbow 90°	Le = 3 × 30 × 0,22083 ft	= 19,8750 ft
2. <i>Gate valve full open</i>	Le = 1 × 8 × 0,22083 ft	= 1,7667 ft
3. <i>Globe valve full open</i>	Le = 1 × 340 × 0,22083 ft	= 75,0833 ft
Total	Le = 96,7250 ft	

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total; } \Sigma L &= L + Le \\ &= 75,4593 + 96,7250 \\ &= 172,1843 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan}$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ε (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\begin{aligned} \text{Maka } \varepsilon/D &= \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,22083 \text{ ft}} \\ &= 0,00067925 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\varepsilon/D = 0,0007$ dan $N_{Re} = 0,0578$

diperoleh faktor friksi $f = 0,06$

Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,06 \times 172,1843 \text{ ft} \times (0,0544 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,22083 \text{ ft}} \\ &= 0,0021 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$-w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m/\text{lb}_f \cdot \text{detik}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} -w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,0021 \\ &= 22,9866 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft.lbf/detik/HP}} \\ &= \frac{22,9866 \text{ ft.lbf/lb}_m \times 0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 811,040 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft.lbf/detik/HP}} \end{aligned}$$

$$= 0,3532 \text{ Hp}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,3532 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 3,5321 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 3,5321 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{3,5321 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 17,6605 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 18 Hp

22. Pompa 10

- Kode : P-10
- Fungsi : Mengalirkan minyak kelapa sawit dan asam lemak dari *heater 3* menuju *vacum dryer 1*
- Jenis : Pompa sentrifugal
- Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*
- Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
b. Menentukan tenaga pompa
c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas

- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran
- c. Menentukan tenaga pompa
 - 1) Menghitung laju alir fluida

Kapasitas = kg/jam
 Density campuran fluida = 13800,2749 kg/jam
 Debit pemompaan = 0,004492213 ft³/s
 faktor keamanan = 10%
 Debit yang sebenarnya = 0,004941435 ft³/s
 viskositas fluida, = 69,7 cp
 168,6104552 lb/fts

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{30424,362 \text{ lb/ jam}}{811,0400 \text{ lb/ ft}^3} \\
 &= 37,5128 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned}
 di &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,0104^{0,45} \times 811,04^{0,13} \\
 &= 1,1948 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

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

NPS = 1+1/2 in
 Schedule = 40
 Diameter dalam, D = 2,65 in = 0,22083 ft
 Luas penampang, A = 2,3 in² = 0,19167 ft²

Uji bilangan Reynold (NRe) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,19167 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,0544 \text{ ft/det}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{811,040 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0544 \text{ ft/detik} \times 0,22083 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 0,0578$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus (panjang; $L = 23 \text{ m} = 75,4593 \text{ ft}$)
- b. Buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- c. Tinggi pemompaan $Z = 8 \text{ m} (26,2467 \text{ ft})$

Panjang ekuivalen pipa sebagai berikut :

1. Elbow 90° $Le = 3 \times 30 \times 0,22083 \text{ ft} = 19,8750 \text{ ft}$
2. *Gate valve full open* $Le = 1 \times 8 \times 0,22083 \text{ ft} = 1,7667 \text{ ft}$
3. *Globe valve full open* $Le = 1 \times 340 \times 0,22083 \text{ ft} = 75,0833 \text{ ft}$

$$\text{Total } Le = 96,7250 \text{ ft}$$

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

$$= 75,4593 + 96,7250$$

$$= 172,1843 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan}$$

Foust)

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\text{Maka } \epsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,22083 \text{ ft}}$$

$$= 0,00067925$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,0007$ dan $N_{Re} = 0,0578$

diperoleh faktor friksi $f = 0,06$

Maka :

$$F = \frac{0,06 \times 172,1843 \text{ ft} \times (0,0544 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,22083 \text{ ft}}$$

$$= 0,0021 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m/\text{lb}_f \cdot \text{detik}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

maka :

$$- w_f = 0 + 0 + 22,9845 + 0,0021$$

$$= 22,9866 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\text{WHP} = \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft.lbf/detik/Hp}}$$

$$= \frac{22,9866 \text{ ft.lbf/lb}_m \times 0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 811,040 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft.lbf/detik/Hp}}$$

$$= 0,3532 \text{ Hp}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

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

$$= \frac{0,3532 \text{ Hp}}{0,10}$$

$$= 3,5321 \text{ Hp}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 3,5321 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\text{BHP} = \frac{3,5321 \text{ Hp}}{0,20}$$

$$= 17,6605 \text{ Hp}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 18 Hp

23. Pompa 11

Kode : P-11

Fungsi : Mengalirkan asam lemak dari *vacum dryer* 1 menuju *cooler* 1

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
b. Menentukan tenaga pompa
c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut:

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

Kapasitas = 13800,2749 kg/jam

Density campuran fluida = 12,99119734 kg/jam

Debit pemompaan = 0,004492213 ft³/s

faktor keamanan = 10%
 Debit yang sebenarnya = 0,004941435 ft³/s
 viskositas fluida, = 69,7 cp
 168,6104552 lb/fts

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

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

$$= \frac{30424,362 \text{ lb/jam}}{811,0400 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 37,5128 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

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

$$= 3,9 \times 0,0104^{0,45} \times 811,04^{0,13}$$

$$= 1,1948 \text{ in.}$$

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

NPS = 1+1/2 in
 Schedule = 40
 Diameter dalam, D = 2,65 in = 0,22083 ft
 Luas penampang, A = 2,3 in² = 0,19167 ft²

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,19167 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,0544 \text{ ft/detik}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{811,040 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0544 \text{ ft/detik} \times 0,22083 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 0,0578$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; $L = 23 \text{ m} = 75,4593 \text{ ft}$)
- Buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan $Z = 8 \text{ m} (26,2467 \text{ ft})$

Panjang ekivalen pipa sebagai berikut :

1. Elbow 90°	$Le = 3 \times 30 \times 0,22083 \text{ ft}$	$= 19,8750 \text{ ft}$
2. <i>Gate valve full open</i>	$Le = 1 \times 8 \times 0,22083 \text{ ft}$	$= 1,7667 \text{ ft}$
3. <i>Globe valve full open</i>	$Le = 1 \times 340 \times 0,22083 \text{ ft}$	$= 75,0833 \text{ ft}$
Total	$Le = 96,7250 \text{ ft}$	

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total; } \Sigma L &= L + Le \\ &= 75,4593 + 96,7250 \\ &= 172,1843 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\begin{aligned} \text{Maka } \epsilon/D &= \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,22083 \text{ ft}} \\ &= 0,00067925 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,0007$ dan $N_{Re} = 0,0578$

diperoleh faktor friksi $f = 0,06$

Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,06 \times 172,1843 \text{ ft} \times (0,0544 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,22083 \text{ ft}} \\ &= 0,0021 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$-w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{det}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} -w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,0021 \\ &= 22,9866 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{22,9866 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0104 \text{ ft}^3 / \text{det} \times 811,040 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,3532 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,3532 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 3,5321 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 3,5321 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{3,5321 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 17,6605 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 18 Hp

24. Pompa 12

Kode : P-12

Fungsi : Mengalirkan asam lemak dari *cooler* 1 ke tangki hasil akhir asam lemak

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Tujuan : a. Menentukan tipe pompa
b. Menentukan tenaga pompa
c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

Kapasitas = 13750,0 kg/jam

Density campuran fluida = 12,99119734 kg/jam

Debit pemompaan = 0,004492213 ft³/s

faktor keamanan = 10%

Debit yang sebenarnya = 0,004941435 ft³/s

viskositas fluida, = 69,7 cp

168,6104552 lb/fts

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{30313,525 \text{ lb/jam}}{811,0400 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 37,3761 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned}
 di &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,0104^{0,45} \times 811,040^{0,13} \\
 &= 1,1928 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

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

NPS	= 1+1/2 in
Schedule	= 40
Diameter dalam, D	= 2,4 in = 0,2 ft
Luas penampang, A	= 2,2 in ² = 0,18222 ft ²

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0104 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,18333 \text{ ft}^2} \\
 &= 0,0566 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{811,0400 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0566 \text{ ft/detik} \times 0,2 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}} \\
 &= 0,0545
 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; $L = 24 \text{ m} = 78,74015 \text{ ft}$)
- Buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan $Z = 9 \text{ m} (29,52755 \text{ ft})$

Panjang ekivalen pipa sebagai berikut :

- Elbow 90° $Le = 3 \times 30 \times 0,2 \text{ ft} = 18,0 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
 \text{b. Gate valve full open} \quad L_e &= 1 \times 8 \times 0,2 \text{ ft} = 1,60 \text{ ft} \\
 \text{c. Globe valve full open} \quad L_e &= 1 \times 340 \times 0,2 \text{ ft} = 68,0 \text{ ft} \\
 \text{Total} \quad L_e &= 87,60 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total; } \Sigma L &= L + L_e \\
 &= 78,740 + 87,60 \\
 &= 166,3402 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,0002 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } \epsilon/D &= \frac{0,0002 \text{ ft}}{0,2 \text{ ft}} \\
 &= 0,001
 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,001$ dan $N_{Re} = 0,0545$ diperoleh faktor friksi $f = 0,015$

Maka :

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{0,012 \times 166,3402 \text{ ft} \times (0,0566 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,2 \text{ ft}} \\
 &= 0,0005 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft} - \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{det}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

maka :

$$\begin{aligned} -w_f &= 0 + 0 + 22,9845 + 0,0005 \\ &= 22,9850 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{22,9850 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0104 \text{ ft}^3 / \text{det} \times 811,0400 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,3519 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,3519 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 3,5190 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 3,5190 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{3,5190 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 17,5949 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 18 Hp

25. Pompa 13

- Kode : P-13
- Fungsi : Mengalirkan gliserol dari *expansion vessel* 1 menuju tangki hasil samping gliserol
- Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

- Tujuan :
- a. Menentukan tipe pompa
 - b. Menentukan tenaga pompa
 - c. Menentukan tenaga motor

Perancangan

a. Menentukan tipe pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Viskositas cairan rendah
- 2) Kontruksinya sederhana
- 3) Fluida yang dialirkan pada tekanan yang seragam
- 4) Tidak memerlukan area yang luas
- 5) Biaya perawatan yang murah
- 6) Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan tenaga pompa

1) Menghitung laju alir fluida

$$\text{Kapasitas} = 1647,1354 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Density campuran fluida} = 44,77338736 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Debit pemompaan} = 0,000506572 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Debit yang sebenarnya} = 0,00055723 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{viskositas fluida,} = 69,7 \text{ cp}$$
$$168,6104552 \text{ lb/fts}$$

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

$$Q = \frac{m}{\rho}$$
$$= \frac{3631,30768 \text{ lb/ jam}}{2795,2 \text{ lb/ ft}^3}$$
$$= 1,299 \text{ ft}^3/\text{jam}$$
$$= 0,0004 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned}
 d_i &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,0004^{0,45} \times 2795,2^{0,13} \\
 &= 0,3090 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

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

NPS	= 1+1/2 in
Schedule	= 20
Diameter dalam, D	= 1,27 in = 0,10583 ft
Luas penampang, A	= 1,47 in ² = 0,1225 ft ²

Uji bilangan Reynold (NRe) :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0004 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1225 \text{ ft}^2} \\
 &= 0,0052 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{2795,2 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0029 \text{ ft/detik} \times 0,210583 \text{ ft}}{168,61 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}} \\
 &= 0,0052
 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; $L = 14 \text{ m} = 45,9317 \text{ ft}$)
- Buah elbow 90°, 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan $Z = 3 \text{ m} (9,8425 \text{ ft})$

Panjang ekuivalen pipa sebagai berikut :

- | | | |
|---------------------------------|---|--------------|
| a. Elbow 90° | $Le = 3 \times 30 \times 0,10583 \text{ ft}$ | = 9,525 ft |
| b. <i>Gate valve full open</i> | $Le = 1 \times 8 \times 0,10583 \text{ ft}$ | = 0,8467 ft |
| c. <i>Globe valve full open</i> | $Le = 1 \times 340 \times 0,10583 \text{ ft}$ | = 35,9833 ft |
| Total | $Le = 46,3550 \text{ ft}$ | |

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total; } \Sigma L &= L + Le \\
 &= 45,9317 + 46,3550 \\
 &= 92,2868 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\text{Maka } \epsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,10583 \text{ ft}}$$

$$= 0,001417$$

Dari Mc Cabe hal 95 untuk $\epsilon/D = 0,001$ dan $N_{Re} = 0,0052$ diperoleh faktor friksi $f = 0,01$

Maka :

$$F = \frac{0,003 \times 92,2868 \text{ ft} \times (0,0029 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,10583 \text{ ft}}$$

$$= 0,00000035 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

atau

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 22,9659 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m/\text{lb}_f \cdot \text{det}^2} = 22,9845 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

maka :

$$- w_f = 0 + 0 + 22,9845 + 0,00000035$$

$$= 22,9845 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft.lbf/det/ Hp}} \\ &= \frac{22,9845 \text{ ft.lbf/lbm} \times 0,0004 \text{ ft}^3/\text{det ik} \times 2795,2 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft.lbf/detik/ Hp}} \\ &= 0,0422 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 4-7 hal. 148 Vilbrandt diperoleh efisiensi pompa; $\eta = 10 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,0422 \text{ Hp}}{0,10} \\ &= 0,4215 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 0,4215 dari fig. 4-11 hal. 149 Vilbrandt dipilih $\eta_{\text{motor}} = 20 \%$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,4215 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 2,1077 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 2 Hp

26. *Vacum Dryer*

- Kode : VD-01
- Fungsi : Menguapkan air yang terdapat pada *fatty acid* (asam lemak) sebelum diumpankan ke tangki penyimpanan akhir
- Tipe : *Single shell direct heat*
- Bahan konstruksi : *Stainless steel*
- Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
- Tujuan :
- Menentukan tipe *vacum dryer*
 - Menentukan bahan konstruksi *vacum dryer*
 - Menentukan kondisi operasi
 - Menentukan dimensi *vacum dryer*
 - Merancang penggerak *vacum dryer*
 - Merancang sistem pondasi

g. Merancang baut

Langkah Perencanaan

c. Menentukan Tipe *vacum Dryer*

Dalam perancangan ini dipilih *vacum dryer* dengan tipe *single shell direct heat* dengan pertimbangan :

- 1) Banyak digunakan
- 2) Lebih efektif untuk mengeringkan produk

d. Menentukan Bahan Konstruksi *vacum Dryer*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *stainless steel, SA-285 Grade C* dengan pertimbangan :

- 1) Tahan terhadap korosi
- 2) Harga relatif murah
- 3) Bahan ini cocok untuk bahan yang tidak mengandung gas
- 4) Bisa digunakan untuk temperatur -6 s/d 345 oC

e. Menentukan Kondisi Operasi

Suhu bahan masuk *vacum dryer* = 80°C = 176°F

Suhu udara masuk *vacum dryer* = 200°C = 392°F

Suhu bahan keluar *vacum dryer* = 100°C = 212°F

Pada suhu 200°C, WG = 0,02 kg air/kg udara kering

(fig. 12.1 Perry Ed.8 hal 12-7)

Menentukan Suhu *Wet Bulb* (tW)

Menentukan tW udara keluar dryer dengan menggunakan Pers. 7.26

Treybal hal 239 :

$$WW - WG = \frac{hG (tG - tW)}{kG \lambda W}$$

Dimana :

WW = Humidity pada suhu tW

WG = Humidity pada udara mula-mula

hG = Koefisien perpindahan panas

kG = Koefisien perpindahan panas

λW = Entalpi penguapan

t_G = Suhu *dry bulb*

t_W = Suhu *wet bulb*

Dari Tabel 7.1 Treybal, hal 234 didapat :

$$\frac{h_G}{k_G} = 0,227 \text{ Btu/lb.oF}$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$\begin{aligned} WW - WG &= \frac{0,227 (t_G - t_W)}{\lambda W} \\ &= 200 \end{aligned}$$

Udara kering pada suhu °C dengan *relative humidity* 1 % pada *Humidity Grosvenor Psychrometric chart* (Perry, hal 12-7, fig 12-1)
= 0,02 kg uap air/kg udara kering

Diperoleh :

Absolut Humidity

sehingga diperoleh = 224,42°F

$$t_W = 0,1 = 106,9^\circ\text{C}$$

W_w (*Humidity Chart* fig 9.3-2, Geankoplis : 568) lb air/lb udara kering
= 193,26

$$\lambda W = 0,08 \text{ Btu/lb}$$

$WW - WG$

$$\frac{0,227 (t_G - t_W)}{\lambda W} = 0,1968$$

Menghitung Suhu Udara Keluar

Suhu udara keluar dapat dicari dengan menggabungkan persamaan 10-11 dan 10-17 Badger & Banchemo , hal 505-506 :

$$NTU = \ln \left(\frac{t_{G1} - t_w}{t_{G2} - t_w} \right)$$

Dimana :

NTU = Jumlah satuan perpindahan panas

t_W = Suhu *wet bulb*

t_{G1} = Suhu *dry bulb* masuk

t_{G2} = Suhu *dry bulb* keluar

(Perry, hal 12-54)

Nilai NTU adalah $1,5 - 2,5 = 2$

Diambil NTU

$$\text{Sehingga :2} = \text{In} \frac{392}{t_{G2}} - \frac{224,42}{224,42}$$
$$t_{G2} = 247,0995^{\circ}\text{C}$$

Menghitung Kebutuhan Panas Udara

Panas yang dibutuhkan untuk mengeringkan bahan dari 74°C menjadi 120°C

$$Q = 107106,7987 \text{ kkal/jam}$$
$$= 424757,2920 \text{ Btu/jam}$$

Panas yang dibutuhkan untuk menguapkan air pada $224,42^{\circ}\text{F}$

$$tW = 193,26 \text{ Btu/lb}$$
$$\lambda W = 193,26$$

Dari pers. 8-12 Badger & Banchemo, hal 180 :

Panas yang dibutuhkan untuk menguapkan air

$$t_{out} - t_w = -12,420^{\circ}\text{F}$$

$$t_w - t_{in} = 48,420^{\circ}\text{F}$$

$$C_p = 192,02 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$m = 1,4626 \text{ Btu} = 3,224413257 \text{ lb}$$

$$Q = 13598,6820 \text{ Btu}$$

$$Q_2 = (m C_p \Delta T)_{\text{air}} + (m C_p \Delta T)_{\text{uap}}$$
$$= (m C_p (t_w - \text{suhu bahan masuk})) + (m C_p (\text{suhu bahan keluar} - t_w)) + 3,2244132$$
$$= 13598,6820 \text{ Btu/jam}$$
$$= 13601,9065$$

$$Q_{\text{total}} = Q_1 + Q_2$$
$$= 424757,2920 + 13601,9065 \text{ Btu/jam}$$
$$= 680347,71 \text{ Btu/jam}$$

Humidity heat dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 8-20 Badger & Banchemo, hal 380

$$S = 0,24 + 0,45 (W)$$

$$S = 0,24 + 0,45 (0,02)$$
$$= 0,249$$

Udara kering yang dibutuhkan = Q_t

$$G'_{gs} \times S \times (t_{G1} - t_{G2}) = 0,249 \times (392 - 247,0995) \text{ lb/jam (Badger \& Banchemo, hal 508)}$$

$$G'_{gs} \times \quad = 680347,7061$$

$$G'_{gs} \quad = 18856,5247 \text{ kg/jam}$$

$$= 8553,1763$$

f. Merancang Dimensi *Vacum Dryer*

Merancang Dimensi *Vacum Dryer*

Vacum Dryer terbagi dalam 3 zona, yaitu :

Zona feed preheating

Zona evaporating

Zona product superheating

1) Diameter dan Panjang Silinder

$$\text{Masa bahan masuk} = 121,6231 \text{ kg/jam}$$

$$= 268,1327 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Range kecepatan udara} = 0,5 - 5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} = 370 - 3700 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \text{ (Perry, hal 12-55)}$$

$$\text{Diambil kecepatan udara} = 2000 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Dibutuhkan 1 buah *vacum dryer* , sehingga :

$$\text{Luas } \textit{vacum dryer} (A) = \frac{\text{Masa bahan masuk}}{\text{Kecepatan udara masuk}} = \frac{268,1327 \text{ lb/jam}}{2000 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$= 0,134066359 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas } \textit{vacum dryer} (A) = 1/4 \pi D^2$$

$$0,134 \text{ ft}^2 = 1/4 \pi D^2$$

$$D^2 = 0,170785171 \text{ ft}^2$$

$$D = 0,4133 \text{ ft} = 0,1260 \text{ m} = 4,9591395 \text{ in}$$

Dari Tabel 4-10 Ulrich hal 132 diketahui range diameter *vacum dryer (direct)* adalah 1 - 3 meter, sehingga ukuran tersebut telah memenuhi syarat yang telah ditentukan.

Maka panjang silinder dapat dihitung dengan menggunakan Pers. 12-53 Perry. hal 12-54 :

$$qT = 0,4 L D G 0,67 \Delta T LMTD$$

Dimana :

$$qT = \text{Total panas yang dibutuhkan, Btu/jam}$$

$$L = \text{Panjang } \textit{vacum dryer}, \text{ ft}$$

$$D = \text{Diameter } \textit{dryer}, \text{ ft}$$

$$G = \text{Kecepatan massa udara, lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

ΔT LMTD = *Log Mean Temperature Difference*

Menghitung ΔT LMTD

Daerah Pemanasan Awal (*Preheating Zone*)

q_p = Panas yang dibutuhkan untuk pemanasan awal dari suhu bahan masuk 80°C

sampai mencapai suhu *wet bulb*

$$q_p = 193,2600 \text{ Btu/jam}$$

$$q_t = 680347,7061 \text{ Btu/jam}$$

Perubahan temperatur udara

$$\begin{aligned} &= \frac{q_p}{q_t} \times (t_{G1} - t_{G2}) \\ &= \frac{193,26}{680347,7061} \times (392 - 247,10) \\ &= 0,0412^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Maka temperatur udara pada saat masuk zona pemanasan adalah :

T = Temperatur udara keluar + perubahan temperatur udara

$$\begin{aligned} &= 247,0995 + 0,0412^\circ\text{F} \\ &= 247,1406^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\Delta T_p = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)(T_2 - t_2)}}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{(247,1406 - 193,26) - (247,0995 - 176)}{\ln \frac{(247,1406 - 193,26)(247,0995 - 176)}{(247,1406 - 176)(247,0995 - 193,26)}} \\ &= \frac{-17,2188}{\ln (0,7578)} \\ &= 62,0927^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Daerah Pemanasan (*Heating Zone*)

q_s = Panas yang dibutuhkan untuk pemanasan produk dari suhu *wet bulb*

224,42°F sampai mencapai suhu bahan keluar

$$q_s = 3,2244 \text{ Btu/jam}$$

$$q_t = 680347,7061 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Perubahan temperatur udara} &= \frac{q_s}{q_t} \times (t_{G1} - t_{G2}) \\ &= \frac{3,2244}{680347,7061} \times (392 - 247,0994868) \\ &= 0,00069^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Maka temperatur udara pada saat masuk zona pemanasan adalah :

$$T = \text{Temperatur udara masuk - perubahan temperatur udara}$$

$$= 392 - 0,0007^\circ\text{F} = 391,9993^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_s = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(392 - 212) - (391,9993 - 193,26)}{\ln \frac{(392 - 212)}{(391,9993 - 193,26)}}$$

$$= 189,215^\circ\text{F}$$

Daerah Penguapan (*Vaporizing Zone*)

q_v = Panas yang dibutuhkan untuk menguapkan air pada suhu *wet bulb* (224°F)

$$q_v = q_t - q_p - q_s$$

$$= (680347,7061 - 193,2600 - 3,2244) \text{ Btu/jam}$$

$$= 680151,2217 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T_v = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(391,9993 - 193,26) - (247,1406 - 193,26)}{\ln \frac{(391,9993 - 193,26)}{(247,1406 - 193,26)}}$$

$$= 1474,8843^\circ\text{F}$$

Sehingga ΔT LMTD dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan :

$$\frac{1}{\Delta T_{LMTD}} = \left(\frac{1}{q_t} \frac{q_p}{\Delta T_p} + \frac{q_s}{\Delta T_s} + \frac{q_v}{\Delta T_v} \right)$$

$$\frac{1}{\Delta T_{LMTD}} = \left(\frac{1}{680347,7061} + \frac{193,2600}{62,0927} + \frac{3,2244}{189,2150} \right) + \frac{680151,2217}{1474,8843}$$

$$\frac{1}{\Delta T_{LMTD}} = 0,0007 \quad \Delta T_{LMTD} = 1465,3661 \quad ^\circ\text{F}$$

Mengkoreksi nilai NTU

$$NTU = \frac{(t_1 - t_2)}{\Delta T_{LMTD}} = \frac{392 - 247,0995}{1465,661} = 0,0989$$

(Pers. 12-54, Perry, hal 12-54)

Sesuai dengan batas NTU yang ditentukan yaitu berkisar antara 1,5 - 2,5 (Perry, hal 12-54)

Maka panjang dryer :

$$q_T = 0,4 L D G^{0,67} \Delta T_{LMTD}$$

$$680347.7061 = 0,4 \times L \times 0,4133 \times 2000^{0,67} \times 1465,3661$$

$$L = 17,2508 \text{ ft} = 5,2580 \text{ m}$$

Hasil memenuhi syarat panjang = 4 - 20 m (Tabel 4-10, Ulrich, hal 132)

Ratio (L/D) = 41,7431 memenuhi syarat (L/D) = 4 - 6 (Tabel 4-10, Ulrich, hal 132)

Volume *Dryer*

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4} \pi D^2 L \\ &= \frac{1}{4} * \pi * (0.4133)^2 * 17,2508 \\ &= 2,3128 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tebal Shell

$$t_s = \frac{P d}{f E - 0,6 P} + C \quad (\text{Pers. 13.1, Brownell, hal 254})$$

Dimana :

t_s = Tebal dinding *shell*, in

P = Tekanan design di dalam *shell*, psi

D = Diameter, in

f = *Allowable stress*, psi

E = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi

Bahan yang digunakan adalah *High Alloy Steel, SA-240 Grade S*

f = 18750 psi (App. D Item 4, Brownell, hal 342)

Sambungan (*Double Welded Butt Joint*)

E = 80% (Tabel 13.2, Brownell, hal 254)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

$$r = \frac{1}{2} \times 4,9591 \text{ in} = 2,4796 \text{ in}$$

$$D = 4,9591 \text{ in}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

Tekanan Hidrostatik

$$\begin{aligned} P_{hid} &= \rho \times g \times h \\ &= 0,6644 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5 \text{ m} \\ &= 34,2380 \text{ N.m}^2 = 0,005135697 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan luar, } P_0 = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{operasi} &= P_{hid} + P_0 \\
 &= 0,0051 \text{ Psi} + 14,7 \text{ Psi} \\
 &= 14,7051 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Faktor Kelonggaran = 20% untuk proses continuous, maka P_{design} :

$$\begin{aligned}
 &= 1,2 \times P_{operasi} \quad (\text{Tabel 6 Hal. 37 Max et. al 1991}) \\
 &= 1,2 \times 14,7 \text{ Psi} \\
 &= 17,6462 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 t_s &= 17,6462 \times 4,9591 + 0,125 \\
 &= (18750 \times 0,8) - (0,6 \times 17,6462) \\
 &= 0,1308 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal *shell* standar
= 5/16 in

27. Cooler

Kode : CO-01

Fungsi : Menurunkan suhu produk asam lemak dari *vacum dryer 1*

Tipe : *Horizontal Cooler*

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Tekanan : 1 atm

Fluida dingin $t_1 = 29^\circ\text{C} = 84,2^\circ\text{F}$

$t_2 = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$

Fluida panas $T_1 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$

$T_2 = 80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}$

Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

- Beban panas cooler $(Q) = 28911,157 \text{ kal/jam}$
 $= 114728,1433 \text{ Btu/jam}$
- Laju alir massa fluida panas $(W) = 39263,16171 \text{ kg/jam}$
 $= 86558,99847 \text{ lb/jam}$
- Laju alir massa fluida dingin $(w) = 0,2891 \text{ kg/jam}$
 $= 0,637241 \text{ lb/jam}$

1. Δt ; Beda suhu sebenarnya

$$\begin{aligned}\Delta t &= \text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= \frac{(212 - 140) - (176 - 84,2)}{\ln \frac{(212 - 140)}{(176 - 84,2)}} \\ &= 81,4995 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi : (tabel 6.2 Kern hal.110)

$$\text{IPS} = 2 \times 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{SCH} = 40$$

$$\text{Anulus} = \text{Diameter Luar (OD)} = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter Dalam (ID)} = 2,067 \text{ in} = 0,172243 \text{ ft}$$

$$\text{Pipa} = \text{Diameter Luar (OD)} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter Dalam (ID)} = 1,38 \text{ in} = 0,1149 \text{ ft}$$

2. Hot Fluid (Fluida panas) : annulus (steam)

a. Luas aliran, a_a

$$\begin{aligned}a_a &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} (0,1722^2 - 0,1383^2) \\ &= 0,0083 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Diameter ekuivalen (D_e):

$$\begin{aligned}D_e &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= \frac{0,1722^2 - 0,1383^2}{0,1383} \\ &= 0,0761 \text{ ft}\end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_a

$$\begin{aligned}G_a &= \frac{W}{a_a} \\ &= \frac{86558,9985 \text{ lb/jam}}{0,083 \text{ ft}^2}\end{aligned}$$

$$= 10468537,1946 \text{ lb/jam.ft}^2$$

1. Bilangan Reynold; Re_a

$$Re_a = \frac{De \times Ga}{\mu}$$

Pada $T_c = \frac{212 + 176}{2} = 194^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat fisik

fluida dingin: Viskositas steam (μ) = 1,7424 lb/jam.ft

Konduktivitas panas (k) = 0,168 Btu/jam ft²

Kapasitas panas (c) = 0,520 Btu/lb °F

$$Re_a = \frac{0,0761 \text{ ft} \times 10468537 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,7424 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 457493,8221$$

c. Koefisien *heat transfer outside*; h_o :

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

Untuk Re_a 457493,8221 dari fig. 24 Kern didapat $JH = 100$

$$h_o = 100 \times \left(\frac{0,168}{0,0761} \right) \left(\frac{0,520 \times 1,7424}{0,168} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$= 369,6275 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

3. *Cold Fluid* (fluida dingin) : pipa (larutan)

a. Luas aliran, a_p

$$a_p = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= \frac{3,14}{4} \times (0,1149)^2$$

$$= 0,0902 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa, G_p ;

$$G_p = \frac{w}{a_p}$$

$$= \frac{0,6372 \text{ lb/jam}}{0,0902 \text{ ft}^2}$$

$$= 7,0592 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold , Re_p

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{84,2+140}{2} = 112,1 \text{ } ^\circ F$ didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

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

$$\text{Konduktivitas panas } (k) = 0,3605 \text{ Btu/jam ft}^2$$

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

$$Re_p = \frac{0,1149 \text{ ft} \times 7,0592 \text{ lb/ jam.ft}^2}{1,7521 \text{ lb/ jam.ft}}$$

$$= 0,4633$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam; h_i :

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_p = 0,4633$ dari fig. 24 Kern didapat $JH = 93$

$$h_i = 93 \times \left(\frac{0,3605}{0,1149} \right) \left(\frac{1 \times 1,7521}{0,3605} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$= 472,324 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

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

$$= 472,324 \times \left(\frac{0,1149}{0,1383} \right)$$

$$= 392,654 \text{ Btu /jam ft}^2 \cdot ^\circ F$$

1. Koefisien perpindahan panas keseluruhan; U_c :

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

$$= \frac{392,6549 \times 396,6275}{392,6549 + 396,6275}$$

$$= 197,316 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ F$$

2. Koefisien perpindahan panas desain; U_D :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{197,316} + 0,0030 = 0,00807$$

$$U_D = 123,946 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

3. Luas perpindahan panas yang dibutuhkan; A :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{114728,1433 \text{ Btu/jam}}{123,946 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F \times 81,4995 ^\circ F} \\ &= 11,3575 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 kern hal. 844 untuk pipa 1 ¼ in IPS luas permukaan luar pipa per-foot panjang pipa $a_o = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$.

Panjang pipa yang dibutuhkan; L

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a_o} \\ &= \frac{11,3575 \text{ ft}^2}{0,4350 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 26,1091 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan 4 hairpins

4. Luas perpindahan panas sebenarnya; A_{koreksi} :

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= 16 \times 40 \text{ ft} \times a_o \\ &= 16 \times 40 \text{ ft} \times 0,4350 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 278,4 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5. Koreksi perpindahan panas desain koreksi; U_D koreksi :

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{Q}{A_{\text{koreksi}} \times \Delta t} \\ &= \frac{114728,1433 \text{ Btu/jam}}{278,4 \text{ ft}^2 \times 81,4995 ^\circ F} \\ &= 5,05645 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ F. \end{aligned}$$

6. Faktor pengotor sebenarnya; R_d :

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

$$= \frac{197,316 - 5,05645}{197,316 \times 5,05645}$$

$$= 0,019270$$

Rd desain > Rd minimum = 0,0170 maka perancangan alat coller memenuhi syarat untuk digunakan.

7. Pressure Drop

a. Annulus Side

$$\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_e'}$$

$$D_e' = (D_2 - D_1)$$

$$= (0,1722 - 0,1383)$$

$$= 0,0339 \text{ ft}$$

$$Re'_a = \frac{D_e' G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,0339 \text{ ft} \times 10468537 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,7424 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 203767,0364$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{203767,0364^{0,42}}$$

$$= 0,005055$$

$$\rho = \text{berat jenis} = 1,0127 \text{ gr/cm}^3 = 63,2229 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Maka } \Delta F_a = \frac{4 \times 0,005055 \times 10468537,1946^2 \times 80}{2 \times 4,18.10^8 \times 63,2229^2 \times 0,0339}$$

$$= 1564,24118 \text{ ft}$$

$$V = \frac{G}{3600 \rho} = \frac{10468537 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 63,2229 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 45,99483 \text{ ft/detik}$$

$$F_t = 2 \left(\frac{V^2}{2g'} \right)$$

$$= 2 \times \left(\frac{45,9948^2}{2 \times 32,174} \right)$$

$$= 65,7526 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_t) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{(1564,2411 + 65,7526) \times 63,2229}{144}$$

$$= 71,5645 \text{ Psi}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 80 Psi (aliran gas), maka desain cooler memenuhi syarat untuk digunakan.

b. *Pipa Side*

$$\Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

Untuk $Re_p = 0,4633$ didapat faktor friksi; $f : 0,0035$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{0,4633^{0,42}}$$

$$= 1,2333$$

$$\rho = \text{berat jenis} = 1 \text{ gr/cm}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$\Delta F_p = \frac{4 \times 1,2333 \times 49,8319^2 \times 80}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 3997,135^2 \times 0,1149}$$

$$= 5,118 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= \frac{5,118 \times 62,43}{144}$$

$$= 2,219 \text{ Psi}$$

ΔP_p hitung < ΔP_p maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain cooler memenuhi syarat untuk digunakan.

LAMPIRAN D
PERHIUNGAN ALAT UTILITAS

1. Screening (SC)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang besar

Jenis : Bar screen

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Stainless steel

Kondisi operasi:

- Temperatur = 30°C

- Densitas air (ρ) = 997,08 kg/m³(Geankoplis, 1997)

- Laju alir massa (F) = 39.624,848 kg/jam

- Laju alir volume, Q = $\frac{F}{\rho} = \frac{39.624,848 \frac{kg}{jam} \times 1 jam/3600s}{997,08 kg/m^3} = 0,011 m^3/s$

Direncanakan ukuran screening :

Panjang = Tinggi screen = 2 m

Lebar screen = 2 m

Dari Table 5.1 Physical Chemical Treatment of Water and Waste water, diperoleh :

- Ukuran bar

Lebar = 5 mm

Tebal = 20 mm

- Bar cleaning space (slope) = 20 mm

Misalkan, jumlah bar = X

Maka, $20X + 20 (X+1) = 2000$

$40X = 1980$

$X = 49,5 \approx 50$ buah

Luas bukaan (A_2) = $20 (50 + 1) (2000) = 2.040.000 mm^2 = 2,04 m^2$

Untuk pemurnian air sungai menggunakan bar screen, Diasumsikan $C_d = 0,6$ dan 30

% screen tersumbat

Head loss (Δh) = $\frac{Q^2}{2g \cdot C_d^2 \cdot A_2^2} = \frac{0,011^2}{2 \times 9,8 \times 0,6^2 \times 2,04^2} = 0,0000042 m$

2. Pompa Screening (PU-01)

Fungsi : Memompakan air dari sungai ke bak pengendapan

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 39.624,848 kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, ρ = 997,08 kg/m³(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air, μ = 0,8007 cp(Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[\frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume, $Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt = 3,9(Q)^{0,45} (ρ)^{0,13}(Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(0,390)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,370 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

Kecepatan laju alir, V = $\left[\frac{Q}{A} \right]$

$$= \left[\frac{0,390 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,131 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold, Nre = $\left[\frac{\rho DV}{\mu} \right]$

$$= \left[\frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,131 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 86.998,948$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$, diperoleh $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13
 - $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D :30
 - $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance $K = 0,5$; L/D = 27
 - $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55
 - $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 30,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,009 \times 0,390 \times 62,246}{550} = 1,326 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{1,326}{0,5} = 2,651 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{2,651}{0,8} = 3,314 \text{ Hp}$$

3. Bak Sedimentasi (BS)

- Fungsi : Untuk mengendapkan lumpur yang terikat dengan air.
- Jenis : Grift Chamber Sedimentation
- Jumlah : 1 unit
- Aliran : Horizontal sepanjang bak sedimentasi

Bahan konstruksi : Beton kedap air
 Kebutuhan : 3 hari
 Faktor Kelonggaran : 20 %(Brownell, 1959)

Data:

Temperatur = 30⁰C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa, F = 39.624,848 kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

= 24,298 lb/detik

Densitas air, ρ = 997,08 kg/m³(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

= 62,246 lb/ft³

Viskositas air, μ = 0,8007 cp(Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[\frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

= 5,381 x 10⁻⁴ lb/ft.det

Laju alir volume, Q= $\left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$

a. Volume Bak

Volume larutan, V1 = $\frac{39.624,848 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 3 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3}$

= 2.861,344 m³

Volume Bak, Vt = (1 + 2.861,344 m³) = 2.862,344 m³

b. Spesifikasi Bak

Asumsi apabila:

Panjang bak (P) = 2 x Lebar bak (L) = Tinggi bak (T)

Maka:

Volume bak = P x L x T

2.862,344 m³ = 2L x L x L

L = 11,269 m

Maka:

P = 2 x 11,269 = 22,539m

T = L = 11,269 m

4. Pompa Sedimentasi (PU-02)

Fungsi : Memompakan air dari bak pengendapan ke clarifier

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 39.624,848 kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, ρ = 997,08 kg/m³(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air, μ = 0,8007 cp(Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[\frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, } ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991})$$

$$= 3,9(0,390)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,370 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$OD = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$ID = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[\frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[\frac{0,390 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,131 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \left[\frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= \left[\frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,131 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 86.998,948$$

$N_{Re} > 4100$ = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$, diperoleh $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13
 - $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D : 30
 - $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance $K = 0,5$; L/D = 27
 - $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55
 - $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 30,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,009 \times 0,390 \times 62,246}{550} = 1,326 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{1,326}{0,5} = 2,651 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{2,651}{0,8} = 3,314 \text{ Hp}$$

5. Tangki Pelarutan Alum, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ (TP - 01)

- Fungsi : Membuat larutan alum $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3]$ 30 %
- Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C
- Jumlah : 1 unit

Data:

Kondisi pelarutan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan = 50 ppm

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan berupa larutan 30 % (% berat)

Laju massa Al₂(SO₄)₃ = 1,981 kg/jam

Densitas Al₂(SO₄)₃ 30 % = 1.363 kg/m³ = 85,089 lbm/ft³..(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan:

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{1,981 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1.363 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 3,489 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 3,489 \text{ m}^3$$

$$= 4,186 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 1 : 1

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$4,186 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 (D)$$

$$4,186 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 1,747 \text{ m}$$

$$H = 1,747 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ dalam tangki} = \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}}$$

$$= 1,456 \text{ m}$$

Tebal dinding tangki :

$$P_{hid} = \rho \times g \times l$$

$$= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,456 \text{ m}$$

$$= 19.447,430 \text{ Pa} = 19,447 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Poperasi} = 19,447 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 128,002 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{desain} = (1,05) (128,002 \text{ kPa}) = 120,772 \text{ kPa}$$

- Allowable working stress (S) : 12.650 Psi = 87.218,714 kPa
- Joint efficiency : 0,8 (Brownell,1959)
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8 (Brownell,1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P}$$

$$= \frac{(120,772 \text{ kPa} \times 1,747 \text{ m})}{2 \times (87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - 1,2 \times (120,772 \text{ kPa})}$$

$$= 0,002 \text{ m} = 0,063 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1/4 in(Brownell,1959)

Maka tebal sheel yang dibutuhkan = 0,063 in + 1/4 in = 0,313 in

Tebal sheel standar yang digunakan = 1/2 in(Brownell,1959)

Daya Pengaduk :

Jenis pengaduk : Flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1999), diperoleh:

$$Da/Dt = 1/3 \times Da ; Da = 1/3 \times 1,747 \text{ m} = 0,582 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \times E = 0,582 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \times W = 1/5 \times 0,582 \text{ m} = 0,116 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \times L = 1/4 \times 0,582 \text{ m} = 0,146 \text{ m}$$

$$J/Da = 1/12 \times J = 1/12 \times 1,747 \text{ m} = 0,146 \text{ m}$$

Dimana:

Dt : Diameter tangki

Da : Diameter impeller

W : Lebar blade pada turbin

L : Panjang blade pada turbin

E : Tinggi turbin dari dasar tangki

J : lebar baffle

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik

Viskositas Al₂(SO₄)₃ 30 % = 6,27 x 10⁻⁴ lbm/ft.det ...(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

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

$$= \frac{85,089 \times 1 \times 1,747^2}{0,0006270} = 414.237,044$$

NRe > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T \cdot N^3 \cdot D a^5 \cdot \rho}{g_c} \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

$$K_T = 6,3 \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

Sehingga,

$$P = \frac{6,3 \times 1^3 \times 1,747^5 \times (85,089 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{32,17 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 271,250 \text{ ft/lbs}$$

$$= 0,493 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,493 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 0,616 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp}$$

6. Pompa Alum (PU-03)

Fungsi : Memompakan larutan alum dari tangki pelarutan alum ke clarifier

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

$$\text{Laju alir massa, } F = 1,981 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,981 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,001215 \text{ lb/detik}$$

$$\text{Densitas, } \rho = 1.363 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$$

$$= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 85,0889 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas air, } \mu = 6,27 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.s} \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{0,001215 \text{ lb/detik}}{85,0889 \text{ lb/ft}^3} = 0,00001428 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, } ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus, 1991})$$

$$= 3,9(0,00001428)^{0,45} (85,0889)^{0,13}$$

$$= 0,046 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$OD = 0,405 \text{ in} = 0,0337 \text{ ft}$$

$$ID = 0,215 \text{ in} = 0,0054 \text{ m} = 0,0179 \text{ ft}$$

$$A = 0,00025 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan laju alir, } V &= \left[\frac{Q}{A} \right] \\ &= \left[\frac{0,00001428 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,00025 \text{ ft}^2} \right] = 0,057 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{re} &= \left[\frac{\rho DV}{\mu} \right] \\ &= \left[\frac{85,089 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,018 \text{ ft} \times 0,057 \text{ ft/det}}{6,72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right] \\ &= 138,734 \end{aligned}$$

$$N_{re} < 4.100 = \text{aliran laminar}$$

Aliran adalah laminar, maka dari Pers.2.10-7, Geankoplis, 1997, diperoleh $f = 16/N_{re} = 16/138,734 = 0,115$

- Panjang pipa lurus saluran isap = 50 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,2327 \text{ ft}$$

- 2 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 2 \times 30 \times 0,0179 \text{ ft} = 1,074 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 13

$$L = 0,5 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,116 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 28

$$L = 1 \times 28 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,501 \text{ ft}$$

Total Panjang $\Sigma L = 51,93 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times g_c \times ID} \\ &= 0,017 \text{ ft lb} / \text{lbf} \end{aligned}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 35 ft

$$W_s = 35 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,017 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 35,017 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{Ws \times Q \times \rho}{550}$$

$$= 0,0000773 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{0,0000773}{0,5} = 0,00015470 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{0,00015470}{0,8} = 0,00019337 \text{ Hp}$$

Digunakan daya pompa standar ¼ hp

7. Tangki Pelarutan Soda Abu (Na₂CO₃) (TP – 02)

Fungsi : Membuat larutan soda abu (Na₂CO₃) 30 %

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Data:

Kondisi pelarutan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Na₂CO₃ yang digunakan berupa larutan 30 % (% berat)

Laju massa Na₂CO₃ = 1,070 kg/jam

Densitas Na₂CO₃ 30 % = 1.327 kg/m³ = 82,845 lbf/ft³..(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan:

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{1,070 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1.327 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,935 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 1,935 \text{ m}^3$$

$$= 2,322 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 1 : 1

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$2,322 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 (D)$$

$$2,322 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 1,435 \text{ m}$$

$$H = 1,435 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 1,196 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

$$\begin{aligned} \text{Phid} &= \rho \times g \times l \\ &= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,196 \text{ m} \\ &= 15.556,439 \text{ Pa} = 15,556 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Poperasi} = 15,556 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 116,881 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{\text{desain}} = (1,05) (116,881 \text{ kPa}) = 122,726 \text{ kPa}$$

$$\text{- Allowable working stress (S)} : 12.650 \text{ Psi} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

$$\text{- Joint efficiency} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

$$\text{- Efisiensi sambungan (E)} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} \\ &= 0,001264 \text{ m} = 0,0000321 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 1/8 \text{ in} \dots\dots\dots(\text{Brownell,1959})$$

$$\text{Maka tebal sheel yang dibutuhkan} = 0,0000321 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal sheel standar yang digunakan} = 1/4 \text{ in} \dots\dots\dots(\text{Brownell,1959})$$

Daya Pengaduk :

Jenis pengaduk : Flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1999), diperoleh:

$$D_a/D_t = 1/3 \times D_a ; D_a = 0,478 \text{ m}$$

$$E/D_a = 1 \times E = 0,478 \text{ m}$$

$$W/D_a = 1/5 \times W = 0,096 \text{ m}$$

$$L/D_a = 1/4 \times L = 0,120 \text{ m}$$

$$J/D_a = 1/12 \times J = 0,120 \text{ m}$$

Dimana:

D_t : Diameter tangki

D_a : Diameter impeller

W : Lebar blade pada turbin
 L : Panjang blade pada turbin
 E : Tinggi turbin dari dasar tangki
 J : lebar baffle

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik
 Viskositas $Al_2(SO_4)_3$ 30 % = $3,69 \times 10^{-4}$ lbm/ft.det ...(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

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

$$= 462.624,669$$

$N_{Re} > 10.000$, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T \cdot N^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho}{g_c} \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

$$K_T = 6,3 \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

Sehingga,

$$P = \frac{6,3 \times 1^3 \times (1,435)^5 \times (82,845 \frac{lb}{ft^3})}{32,17 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 98,884 \text{ ft/lbs}$$

$$= 0,180 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,180 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 0,225 \text{ Hp}$$

Maka daya motor yang dipilih $\frac{1}{2}$ hp

8. Pompa Soda Abu (PU-04)

Fungsi : Memompakan larutan soda abu dari tangki pelarutan soda abu ke clarifier

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 1,070 kg/jam

$$= 1,070 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,0006552 \text{ lb/detik}$$

Densitas , ρ = 1.327 kg/m³(Perry, 1999)

$$= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 82,845 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air, μ = 3,69 x 10⁻⁴ lb/ft.s(Perry, 1999)

Laju alir volume, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,0006552 \text{ lb/detik}}{82,845 \text{ lb/ft}^3} = 0,0000079 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt = 3,9(Q)^{0,45} (ρ)^{0,13}(Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(0,0000079)^{0,45} (82,845)^{0,13}$$

$$= 0,035 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 0,405 in = 0,0337 ft

ID = 0,215 in = 0,0054 m = 0,0179 ft

A = 0,00025 ft²

Kecepatan laju alir, V = $\left[\frac{Q}{A} \right]$

$$= \left[\frac{0,0000079 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,00025 \text{ ft}^2} \right] = 0,032 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold, Nre = $\left[\frac{\rho DV}{\mu} \right]$

$$= \left[\frac{82,845 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,018 \text{ ft} \times 0,032 \text{ ft/det}}{3,69 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 127,128$$

NRe < 4100 = aliran laminar

Aliran adalah laminar, maka dari Pers.2.10-7, Geankoplis, 1997, diperoleh

$$f = 16/\text{NRe} = 16/127,128 = 0,126$$

- Panjang pipa lurus saluran isap = 50 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,2327 \text{ ft}$$

- 2 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 2 \times 30 \times 0,0179 \text{ ft} = 1,074 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 13

$$L = 0,5 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,116 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 28

$$L = 1 \times 28 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,501 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 51,93 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times g_c \times ID}$$

$$= 0,006 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 35 ft

$$W_s = 35 \times \frac{32,17 \text{ lbf/ft s}^2}{32,17 \text{ lbf/ft s}^2} + 0,006 \text{ ft lb / lbf} = 35,006 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= 0,0000417 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{0,0000417}{0,5} = 0,0000834 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{0,0000834}{0,8} = 0,0001042 \text{ Hp}$$

Digunakan daya pompa standar ¼ hp

9. Clarifier (CL)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53, Grade B

$$\text{Laju massa air (F}_1\text{)} = 39.624,848 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju massa Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ (F}_2\text{)} = 1,981 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju massa Na}_2\text{CO}_3 \text{ (F}_3\text{)} = 1,070 \text{ kg/jam}$$

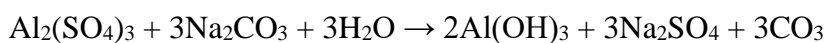
$$\text{Laju massa total, m} = 39.627,899 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 1.363 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Densitas Na}_2\text{CO}_3 = 1.327 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Densitas air} = 997,080 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$$

Reaksi koagulasi:



Perhitungan:

Terminal settling velocity menurut Hukum Stokes:

$$U_t = \frac{(\rho_s - \rho)g D_p^2}{18\mu} \dots\dots\dots(\text{Ulrich, 1984})$$

Dimana:

μ_s = Kec. Terminal pengendapan (m/s)

D_p = Diameter partikel = 0,002 cm(Perry, 1999)

ρ_s = Densitas partikel campuran pada 30 °C

ρ = Densitas larutan pada 30 °C

μ = Viskositas larutan pada 30 °C = 0,0345 (gr/cm.s)

g = percepatan gravitasi = 980 cm/cm.s

Kecepatan terminal pengendapan

Densitas larutan,

$$\rho = \frac{39.624,848}{\frac{39.624,848}{997,080} + \frac{1,981}{1.363} + \frac{1,070}{1.327}} = 997,100 \text{ kg/m}^3 = 0,997 \text{ gr/cm}^3 = 62,247 \text{ lbm/ft}^3$$

Densitas partikel,

$$\rho = \frac{(1,981+1,070)}{\frac{1,981}{1.363} + \frac{1,070}{1.327}} = 1.350,156 \text{ kg/m}^3 = 1,350 \text{ gr/cm}^3 = 84,288 \text{ lbm/ft}^3$$

Sehingga,

$$U_t = \frac{(1,350-0,997) \times 980 \times 0,002^2}{18 \times 0,0345} = 0,002 \text{ cm/s}$$

Ukuran Clarifier

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{39.627,899 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik}}{997,100 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0110400 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Sehingga : $Q = 4.10^{-4} \times D^2 \dots\dots\dots(\text{Ulrich, 1984})$

Dimana :

Q = laju alir volumetrik umpan, m³/detik

D = diameter clarifier, m

Sehingga :

$$D = \left(\frac{Q}{4.10^{-4}} \right)^{1/2} = \left(\frac{0,0110400}{4.10^{-4}} \right)^{1/2} = 5,254 \text{ m} = 17,236 \text{ ft}$$

Tinggi clarifier :

$$H_t = \frac{3}{2} D = \frac{3}{2} \times 5,254 = 7,880 \text{ m} = 25,854 \text{ ft}$$

Waktu Pengendapan

$$t = Ht/Ut = \frac{7,880 \text{ m} \times 100 \text{ cm/m}}{0,002 \text{ cm/s}} = 353.595,834 \text{ detik} = 98,221 \text{ jam}$$

Tebal Dinding Clarifier

Direncanakan digunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 Grade B.

Dari tabel 13.1 hal 251 Brownell & Young, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 12.750 Psi
 - Efisiensi sambungan (E) : 0,8(Brownell, 1959)
 - Umur alat (A) direncanakan : 10 tahun
 - Faktor korosi : 1/8 in(Timmerhaus, 1980)
 - Tekanan operasi, Po : 1 atm = 14,7 Psi
 - Tekanan hidrostatik, Ph :
- $$Ph = \frac{(Hs-1)\rho}{144} = \frac{(25,854 - 1) \times 62,247}{144} = 10,744 \text{ psi}$$
- Faktor Keamanan : 20 % (Brownell, 1959)
 - Tekanan desain, P = 1,2 x (14,7 + 10,744) = 30,532 Psi

Tebal Dinding Clarifier

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + Cc$$

$$= 0,220 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 0,4 in(Brownell,1959)

Daya Clarifier

$$P = 0,006 D^2 \dots\dots\dots (Ulrich, 1984)$$

Dimana :

$$P = \text{daya yang dibutuhkan, Hp}$$

Sehingga,

$$P = 0,006 \times (17,236)^2 = 1,783 \text{ Hp}$$

Maka digunakan pompa standar dengan daya 2 Hp

10. Pompa Clarifier (PU-05)

Fungsi : Memompakan air dari clarifier ke unit filtrasi

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 39.624,848 kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air, $\mu = 0,8007 \text{ cp} \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[\frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume, $Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, $ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991})$

$$= 3,9(0,390)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,370 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 8,625 in = 0,719 ft

ID = 7,981 in = 0,665 ft

A = 0,345 ft²

Kecepatan laju alir, $V = \left[\frac{Q}{A} \right]$

$$= \left[\frac{0,390 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,131 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold, $N_{re} = \left[\frac{\rho DV}{\mu} \right]$

$$= \left[\frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,131 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 86.998,948$$

$N_{Re} > 4100 =$ aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

Sc.80, diperoleh $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$, diperoleh $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

L = 1 X 13 X 0,319 ft = 4,147 ft

- 3 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27

$$L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 55

$$L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$
$$= 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 30,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$
$$= \frac{30,009 \times 0,390 \times 62,246}{550} = 1,326 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{1,326}{0,5} = 2,651 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{2,651}{0,8} = 3,314 \text{ Hp}$$

11. Tangki Filtrasi (TF)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari clarifier

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Data

Kondisi penyaringan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa, F = 39.624,848 kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$
$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$
 $= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$
 $= 62,246 \text{ lb/ft}^3$

Tangki filter dirancang untuk penampungan $\frac{1}{4}$ jam operasi.

Direncanakan volume bahan penyaring = $\frac{1}{3}$ volume tangka

Ukuran Tangki Filter

Volume air, $V_a = \frac{39.624,848 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,25 \text{ jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3} = 9,935 \text{ m}^3$

Faktor keamanan 5 %, volume tangki = $1,05 \times 9,935 = 10,432 \text{ m}^3$

Volume total = $\frac{4}{3} \times 10,432 \text{ m}^3 = 13,909 \text{ m}^3$

- Volume silinder tangki (V_s) = $\frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4}$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, $H_s : D = 3 : 1$

$V_s = \frac{3\pi D_i^3}{4}$

$13,909 \text{ m}^3 = 2,514 (D_i)^3$

Maka :

$D_i = 1,808 \text{ m}$

$H = 5,423 \text{ m}$

Tinggi penyaring = $\frac{1}{4} \times 5,423 = 1,356 \text{ m}$

Tinggi air = $\frac{3}{4} \times 5,423 = 4,067 \text{ m}$

Perbandingan tinggi tutup tangki dengan diameter dalam adalah 1: 4

Tinggi tutup tangki = $\frac{1}{4} (1,808) = 0,452 \text{ m}$

Tekanan hidrostatik,

Pair = $\rho \times g \times l$
 $= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 4,067 \text{ m}$
 $= 39.741,432 \text{ Pa}$
 $= 39,741 \text{ kPa}$

Tekanan udara luar, $P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$

Poperasi = $39,741 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 141,066 \text{ kPa}$

Faktor kelonggaran = 5 %

Maka, $P_{\text{desain}} = (1,05) (141,066 \text{ kPa}) = 148,120 \text{ kPa}$

- Allowable working stress (S) : 12.650 Psi = 87.218,714 kPa

-Joint efficiency : 0,8(Brownell,1959)

- Efisiensi sambungan (E) : 0,8(Brownell,1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{SE-0,6P}$$
$$= 0,004 \text{ m}$$
$$= 0,151 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1/4 in(Brownell,1959)

Maka tebal sheel yang dibutuhkan = 0,151 in + 1/4 in = 0,401 in

Tebal sheel standar yang digunakan = 1/2 in(Brownell,1959)

12. Pompa Filtrasi (PU-06)

Fungsi : Memompakan air dari tangki filtrasi ke menara air

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 39.624,848 kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$
$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, ρ = 997,08 kg/m³(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$
$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air, μ = 0,8007 cp(Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[\frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$
$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt = 3,9(Q)^{0,45} (ρ)^{0,13}(Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(0,390)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$
$$= 4,370 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 8,625 in = 0,719 ft

ID = 7,981 in = 0,665 ft

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan laju alir, } V &= \left[\frac{Q}{A} \right] \\ &= \left[\frac{0,390 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,131 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{re} &= \left[\frac{\rho DV}{\mu} \right] \\ &= \left[\frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,131 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right] \\ &= 86.998,948 \end{aligned}$$

$N_{re} > 4100$ = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

$$\text{Sc.80, diperoleh } \frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052, \text{ diperoleh } f = 0,004$$

Sistem perpipaa

$$\text{- Panjang pipa lurus saluran isap} = 20 \text{ ft}$$

- 1 buah gate valve fully open $L/D : 13$

$$L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$$

- 3 buah elbow $90^\circ L/D : 30$

$$L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance $K = 0,5; L/D = 27$

$$L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$$

- 1 buah exit $L/D = 55$

$$L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times g_c \times ID} \\ &= 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} \end{aligned}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 30,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,009 \times 0,390 \times 62,246}{550} = 1,326 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{1,326}{0,5} = 2,651 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{2,651}{0,8} = 3,314 \text{ Hp}$$

13. Menara Air Pendingin / Water Cooling Tower (WCT)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas dari temperatur 60°C menjadi 25°C

Jenis : Mechanical Draft Cooling Tower

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53 Grade B

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

$$\text{Suhu air masuk menara (T}_{L2}\text{)} = 75^\circ\text{C} = 167^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar menara (T}_{L1}\text{)} = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu udara (T}_{G1}\text{)} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

Dari gambar 12-14, Perry, 1999, diperoleh suhu bola basah, $T_w = 70^\circ\text{C}$

Dari kurva kelembaban, diperoleh $H = 0,0225 \text{ kg uap air/kg udara kering}$

Dari gambar 12-14, Perry, 1999, diperoleh konsentrasi air = 2,0 gal/ft².menit

$$\text{Densitas air (70}^\circ\text{C)} = 983,24 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju massa air pendingin} = 28.911,157 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju volumetrik air pendingin} = 28.911,157 / 983,24 = 29,404 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kapasitas air, Q} = \frac{(29,404 \text{ m}^3/\text{jam} \times 264,17 \text{ gal/m}^3)}{60 \text{ menit/jam}}$$

$$= 129,461 \text{ gal/menit}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Luas menara, A} &= 1,2 \times (\text{kapasitas air/konsentrasi air}) \\ &= 1,2 \times (129,461 \text{ gal/menit}) / (2,0 \text{ gal/ft}^2 \cdot \text{menit}) \\ &= 310,706 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir air tiap satuan luas (L)} &= \frac{(28.911,157 \frac{\text{kg}}{\text{jam}})(1 \text{ jam})(3,2808 \text{ ft})^2}{(310,706 \text{ ft}^2)(3600 \text{ s})(1 \text{ m}^2)} \\ &= 0,085 \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2 \end{aligned}$$

Perbandingan L : G direncanakan = 5 : 6

Sehingga laju alir gas tiap satuan luas (G) = 0,102 kg/m².s

Perhitungan tinggi menara

Maka, dari Persamaan 9.3.8 Geankoplis (1997) menjadi:

$$\begin{aligned} H_{y1} &= (1,005 + 1,88 H)(T_{G1}-0) + (2.501,4 H) \\ &= (1,005 + 1,88 \times 0,023)(30-0) + 2.501,4 (0,023) \\ &= 77,576 \text{ kJ/kg} = 77,576 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Dari pers. 10.5-2, Geankoplis 1997 :

$$G (H_{y2} - H_{y1}) = L C_L (T_{L2} - T_{L1})$$

Diasumsikan c_L adalah konstan sehingga didapat harga c_L sebesar 4,187 kJ/kg.K

Sehingga didapat harga H_{y2} adalah sebagai berikut :

$$0,102 (H_{y2} - 77,576) = 0,085 (4,187) (75-25)$$

$$H_{y2} = 251,622 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Ketinggian menara, } z = \frac{G}{M.K_G.a} \dots\dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\text{Estimasi } kG.a = 1,207 \cdot 10^{-7} \text{ kg.mol/s.m}^3 \dots\dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\text{Maka ketinggian menara, } z = \frac{0,102}{29 (1,207 \times 10^{-7})(1,013 \times 10^5)} \times 1,986 = 0,571 \text{ m}$$

Diambil performance menara 90%, maka dari gambar 12-15 Perry, 1999, diperoleh tenaga kipas 0,03 hp/ft².

$$\text{Daya yang diperlukan} = 0,03 \text{ hp/ft}^2 \times 191,221 \text{ ft}^2 = 5,737 \text{ hp}$$

Digunakan daya standart 6 hp

14. Pompa Menara Air Pendingin (PU-10)

Fungsi : Memompakan air pendingin bekas ke WCT

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa, } F &= 39.624,848 \text{ kg/jam} \\ &= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right] \\ &= 24,298 \text{ lb/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas air, } \rho &= 997,08 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999}) \\ &= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right] \\ &= 62,246 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas air, } \mu = 0,8007 \text{ cp} \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$$

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[\frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume, $Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, IDopt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991})$$

$$= 3,9(0,390)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,370 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[\frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[\frac{0,390 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,131 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, Nre} = \left[\frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= \left[\frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,131 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 86.998,948$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

Sc.80, diperoleh $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$, diperoleh $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D :30
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,009 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbf/ft}^2}{32,17 \text{ lbf/ft}^2} + 0,009 \text{ ft lb / lbf} = 30,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,009 \times 0,390 \times 62,246}{550} = 1,326 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{1,326}{0,5} = 2,651 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{2,651}{0,8} = 3,314 \text{ Hp}$$

15. Menara Air (MA)

Fungsi : Menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain, dan sebagian dipakai sebagai air domestik.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Kondisi penyaringan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa, F = 39.624,848 kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$ (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Kebutuhan perancangan = 6 jam

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_a = \frac{39.624,848 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 6 \text{ jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 238,445 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 238,445 \text{ m}^3$$

$$= 286,134 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, $D : H = 5 : 6$

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$286,134 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{6}{5} D\right)$$

$$286,134 \text{ m}^3 = \frac{3}{10} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 6,722 \text{ m}$$

$$H = 8,067 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}}$$

$$= 6,722 \text{ m}$$

Tebal dinding tangki :

$$\text{Phid} = \rho \times g \times l$$

$$= 997,080 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 6,722 \text{ m}$$

$$= 65.684,436 \text{ Pa} = 65,684 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Poperasi} = 65,684 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 167,009 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{\text{desain}} = (1,05) (167,009 \text{ kPa}) = 175,360 \text{ kPa}$$

$$\text{- Allowable working stress (S)} : 12.650 \text{ Psi} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

$$\text{- Joint efficiency} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

$$\text{- Efisiensi sambungan (E)} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$$

$$= 0,008 \text{ m} = 0,333 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 3/4 \text{ in} \dots\dots\dots(\text{Brownell,1959})$$

$$\text{Maka tebal sheel yang dibutuhkan} = 0,333 \text{ in} + 3/4 \text{ in} = 1,083 \text{ in}$$

$$\text{Tebal sheel standar yang digunakan} = 1 \frac{1}{2} \text{ in} \dots\dots\dots(\text{Brownell,1959})$$

16. Pompa Menara Air (PU-07)

Fungsi : Memompakan air dari menara air ke unit-unit yang lain.

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, $F = 39.624,848 \text{ kg/jam}$

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air, $\mu = 0,8007 \text{ cp} \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[\frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, } ID_{\text{opt}} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991})$$

$$= 3,9(0,390)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,370 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[\frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[\frac{0,390 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,131 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \left[\frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= \left[\frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,131 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 86.998,948$$

$NRe > 4100 =$ aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

Sc.80, diperoleh $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$, diperoleh $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open $L/D : 13$
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow $90^\circ L/D : 30$
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance $K = 0,5; L/D = 27$
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit $L/D = 55$
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$
$$= 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 30,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$
$$= \frac{30,009 \times 0,390 \times 62,246}{550} = 1,326 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{1,326}{0,5} = 2,651 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{2,651}{0,8} = 3,314 \text{ Hp}$$

17. Penukar Kation (Cation Exchanger) / CE

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30°C
Tekanan = 1 atm

Laju alir massa, F = 39.624,848 kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, ρ = 997,08 kg/m³(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor keamanan = 20 %

Ukuran Cation Exchanger

Dari Tabel 12.4, The Nalco Water Handbook, diperoleh:

Ukuran Cation Exchanger

- Diameter penukar kation = 1 ft = 0,305 m

- Luas penampang penukar kation = 0,78544 ft²

- Tinggi resin dalam cation exchanger = 2,5 ft

- Tinggi silinder = 1,2 × 2,5 ft = 3 ft = 0,914 m

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 2 : 1

Maka: H = ½ D = ½ (0,305) = 0,1525 m

Sehingga tinggi cation exchanger = 0,914 + 0,1525 = 1,066 m = 3,497 ft

Diameter tutup = diameter tangki = 0,305 m

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi

- Efisiensi sambungan (E) : 0,8

-Faktor korosi : 1/8 in(Timmerhaus, 1980)

- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi

- Faktor Keamanan : 20 %

- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal Dinding tangki cation exchanger:

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$

$$= \frac{(17,64 \text{ Psi} \times 1 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft})}{2 \times (18.750 \text{ Psi} \times 0,8) - 1,2 \times (17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,132 \text{ in}$$

18. Tangki Pelarutan Asam Sulfat (H₂SO₄) (TP – 03)

Fungsi : Tempat membuat larutan H₂SO₄ 50 %.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53 grade B.

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

- H₂SO₄ yang digunakan memiliki konsentrasi 50 % (% berat)

- Densitas H₂SO₄ (ρ) = 1387 kg/m³ = 85,587 lbm/ft³(Perry, 1999)

- Laju alir massa H₂SO₄ = 0,425 kg/hari

- Kebutuhan perancangan = 30 hari

- Faktor keamanan = 20%

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{0,425 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1.327 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,018 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 0,018 \text{ m}^3$$

$$= 0,022 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 4 : 3

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$0,022 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{4} D\right)$$

$$0,022 \text{ m}^3 = \frac{3}{16} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 0,335 \text{ m}$$

$$H = 0,251 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 0,251 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, P_o : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, $P = 1,2 \times 14,7 = 17,64$ Psi

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA \\ &= 0,127 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in(Brownell,1959)

Daya Pengaduk :

$$Dt/Di = 3, \text{ Baffel} = 4 \text{(Brownell, 1959)}$$

Kecepatan Pengadukan, $N = 1$ rps

Viskositas H_2SO_4 50 % = $3,4924 \times 10^{-4}$ lbm/ft.det(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu} \\ &= 269.083,657 \end{aligned}$$

Dari gambar 3.3-4 (Geankoplis, 1997) untuk $N_{Re} = 269.083,657$ diperoleh $N_p = 0,8$.

Sehingga :

$$\begin{aligned} P &= \frac{N_p \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g_c} \text{(Geankoplis, 1997)} \\ &= 0,014 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,014 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 0,017 \text{ Hp}$$

19. Tangki Pelarutan NaOH (TP – 04)

Fungsi : Tempat membuat larutan NaOH 10 %

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283, grade C

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa NaOH = 5,407 kg/hari

Waktu regenerasi = 24 jam

NaOH yang dipakai berupa larutan 10% (% berat)

Densitas larutan NaOH 10% = $1.518 \text{ kg/m}^3 = 94,765 \text{ lbm/ft}^3$ (Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Faktor keamanan = 20%

Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_1 &= \frac{5,407 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 30 \text{ hari}}{1.518 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,107 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times 0,107 \text{ m}^3 \\ &= 0,128 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, $D : H = 2 : 3$

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$0,128 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$0,128 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 0,478 \text{ m}$$

$$H = 0,716 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 0,716 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$

$$= 0,127 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in(Brownell,1959)

Daya Pengaduk :

$$Dt/Di = 3, \text{ Baffel} = 4 \text{(Brownell, 1959)}$$

Kecepatan Pengadukan, N = 1 rps

Viskositas H₂SO₄ 50 % = 3,4924 x 10⁻⁴ lbm/ft.det(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

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

$$= 666.093,517$$

Dari gambar 3.3-4 (Geankoplis, 1997) untuk NRe = 666.093,517 diperoleh Np= 0,8.

Sehingga :

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

$$= 0,059 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,059 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 0,073 \text{ Hp di ambil } \frac{1}{4} \text{ Hp}$$

20. Pompa Cation Exchanger (PU-08)

Fungsi : Memompa air dari cation exchanger ke anion exchanger.

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 39.624,848 kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air, $\mu = 0,8007 \text{ cp} \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[\frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume, $Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, $ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991})$

$$= 3,9(0,390)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,370 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 8,625 in = 0,719 ft

ID = 7,981 in = 0,665 ft

A = 0,345 ft²

Kecepatan laju alir, $V = \left[\frac{Q}{A} \right]$

$$= \left[\frac{0,390 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,131 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold, $N_{re} = \left[\frac{\rho DV}{\mu} \right]$

$$= \left[\frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,131 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 86.998,948$$

$N_{Re} > 4100 =$ aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

Sc.80, diperoleh $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$, diperoleh $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

L = 1 X 13 X 0,319 ft = 4,147 ft

- 3 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27

$$L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 55

$$L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID} \\ &= 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} \end{aligned}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 30,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} W_{hp} &= \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{30,009 \times 0,390 \times 62,246}{550} = 1,326 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{1,326}{0,5} = 2,651 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{2,651}{0,8} = 3,314 \text{ Hp}$$

21. Penukar Anion (Anion Exchanger) / AE

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Kondisi penyimpanan :

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa, F = 39.624,848kg/jam

$$= 39.624,848 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,298 \text{ lb/detik}$$

Densitas air, ρ = 997,08 kg/m³(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[\frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir volume, $Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,298 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,390 \text{ ft}^3/\text{det}$

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor keamanan = 20 %

Ukuran Anion Exchanger

Dari Tabel 12.4, The Nalco Water Handbook, diperoleh:

Ukuran Anion Exchanger

- Diameter penukar anion = 2 ft = 0,6096 m
- Luas penampang penukar anion = 3,14 ft²
- Tinggi resin dalam anion exchanger = 2,5 ft
- Tinggi silinder = 1,2 × 2,5 ft = 3 ft = 0,914 m

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 2 : 1

Maka: H = ½ D = ½ (0,6096) = 0,305 m

Sehingga tinggi anion exchanger = 0,914 + 0,305 = 1,219 m

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal Dinding tangki anion exchanger:

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$

$$= 0,139 \text{ in}$$

22. Tangki Kaporit (TP – 05)

Fungsi : Tempat membuat larutan tangki Kaporit

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283, grade C

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa kaporit = 0,005 kg/jam

Waktu regenerasi = 24 jam

(Ca(ClO)₂) yang dipakai berupa larutan 50% (% berat)

Densitas kaporit (Ca(ClO)₂) = 1.272 kg/m³ = 79,411 lbm/ft³(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Faktor keamanan = 20%

Ukuran Tangki

Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_1 &= \frac{0,005 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1272 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,005 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times 0,005 \text{ m}^3 \\ &= 0,006 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 2 : 3

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$0,006 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$0,006 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 0,176 \text{ m}$$

$$H = 0,265 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 0,265 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %

- Tekanan desain, $P = 1,2 \times 14,7 = 17,64$ Psi

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$

$$= \frac{(17,64 \text{ Psi} \times 0,579 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft})}{2 \times (18.750 \text{ Psi} \times 0,8) - 1,2 \times (17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,129 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in(Brownell,1959)

23. Deaerator (DE)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53, Grade B

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 90°C

Tekanan = 1 atm

Kebutuhan Perancangan : 24 jam

Laju alir massa (F) = 2.922,872 kg/jam

Densitas campuran (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,141 lbm/ft³

Faktor keamanan = 20 %

Perhitungan Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{2.922,872 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 1 \text{ hari}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 140,907 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 140,907 \text{ m}^3$$

$$= 169,088 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, $D : H = 2 : 3$

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$169,088 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$169,088 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 5,237 \text{ m}$$

$$H = 3,927 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 7,855 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, P_0 : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, $P = 1,2 \times 14,7 = 17,64$ Psi

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA \\ &= 0,246 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1/4 in(Brownell,1959)

24. Pompa Deaerator (PU-09)

Fungsi : Untuk memompakan air dari deaerator ke ketel uap

Jenis : Centrifugal pump

Bahan Konstruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

- Temperatur = 30 °C

- Tekanan = 1 atm

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,158 lbm/ft³(Perry, 1999)

Viskositas air (μ) = 0,8007 cP = 0,000538 lbm/ft.s(Kirk Othmer,1967)

Laju alir massa (F) = 2.922,872 kg/jam = 1,792 lb/s

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[\frac{F}{\rho} \right] = \frac{1,792 \text{ lb/detik}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} = 0,029 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 \text{ID Optimum, IDopt} &= 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991}) \\
 &= 3,9(0,029)^{0,45} (62,158)^{0,13} \\
 &= 1,353 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ukuran Spesifikasi Pipa

Dari Appendix A.5 Geankoplis, 1997, dipilih pipa commercial steel dengan ukuran sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran pipa nominal} &= 3 \text{ in} \\
 \text{Schedule number} &= 40 \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m} = 0,336 \text{ ft} \\
 \text{Diameter Luar (OD)} &= 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m} = 0,375 \text{ ft} \\
 \text{Luas Penampang dalam (At)} &= 0,008219 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan laju alir, V} &= \left[\frac{Q}{A} \right] \\
 &= \left[\frac{0,029 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,008219 \text{ ft}^2} \right] = 0,326 \text{ ft/det}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold, Nre} &= \left[\frac{\rho DV}{\mu} \right] \\
 &= 12.012,616
 \end{aligned}$$

NRe > 4100, maka aliran turbulen

Aliran adalah turbulen, maka dari Pers.2.10-7, Geankoplis, 1997, diperoleh

$$f = 16/NRe = 16/12.012,616 = 0,001$$

Sistem perpipaan

- Panjang pipa lurus saluran isap = 50 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13
 $L = 1 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,2327 \text{ ft}$
- 2 buah elbow 90° L/D :30
 $L = 2 \times 30 \times 0,0179 \text{ ft} = 1,074 \text{ ft}$
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 13
 $L = 0,5 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,116 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 28
 $L = 1 \times 28 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,501 \text{ ft}$
- Total Panjang $\Sigma L = 51,93 \text{ ft}$

Faktor gesekan ,

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

$$= 0,0003404 \text{ ft lbf / lbm}$$

Kerja Pompa :

Dari persamaan Bernoulli:

$$\text{Tinggi Pemompaan} = 15 \text{ ft}$$

$$\text{Static head} = 15 \text{ ft lbf/lbm}$$

Maka:

$$\text{Maka, } W = 15 + 0,0003404 = 15,0003404 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya Pompa

$$P = W Q \rho$$

$$= 26,885 \text{ ft. lbf/s}$$

Efisiensi pompa 80% :

$$P = \frac{26,885}{550 \times 0,8}$$

$$P = 0,061$$

Digunakan pompa dengan daya standar 0,2 Hp

25. Ketel Uap (KU)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Water tube boiler

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Data :

Uap jenuh: suhu 180°C tekanan 1002,7 kPa = 145,429 Psi

Kalor laten steam (H) = 763,1 kJ/kg = 328,074 Btu/lbm(Smith, dkk.,1987)

Kebutuhan uap = 2.922,872 kg/jam = 6.444,932 lbm/jam

Menghitung Daya Ketel Uap:

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H}$$

Dimana:

P = Daya boiler, hp

W = Kebutuhan uap, lbm/jam

H = Kalor laten steam, Btu/lbm

Maka,

$$P = \frac{6.444,932 \times 328,074}{34,5 \times 970,3}$$

$$= 63,163 \text{ hp}$$

Menghitung Jumlah Tube

Dari ASTM Boiler Code, permukaan bidang pemanas = 10 ft²/hp

Luas permukaan perpindahan panas, A = P x 10 ft²/hp

$$= 63,163 \text{ hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp}$$

$$= 631,633 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi:

- Panjang tube, L = 12 ft

- Diameter tube 3 in

- Luas permukaan pipa, a' = 0,917 ft²/ft(Kern, 1965)

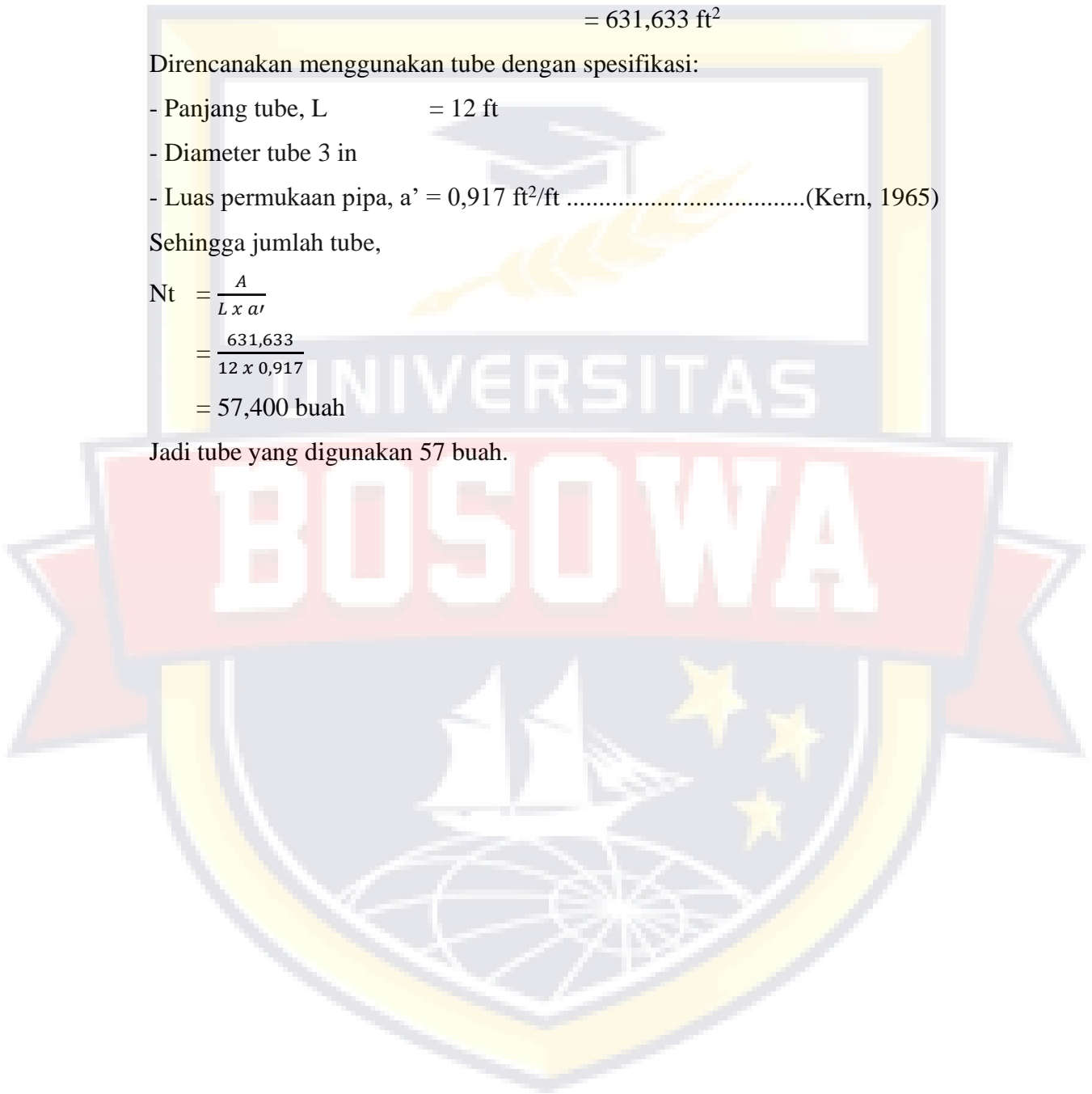
Sehingga jumlah tube,

$$N_t = \frac{A}{L \times a'}$$

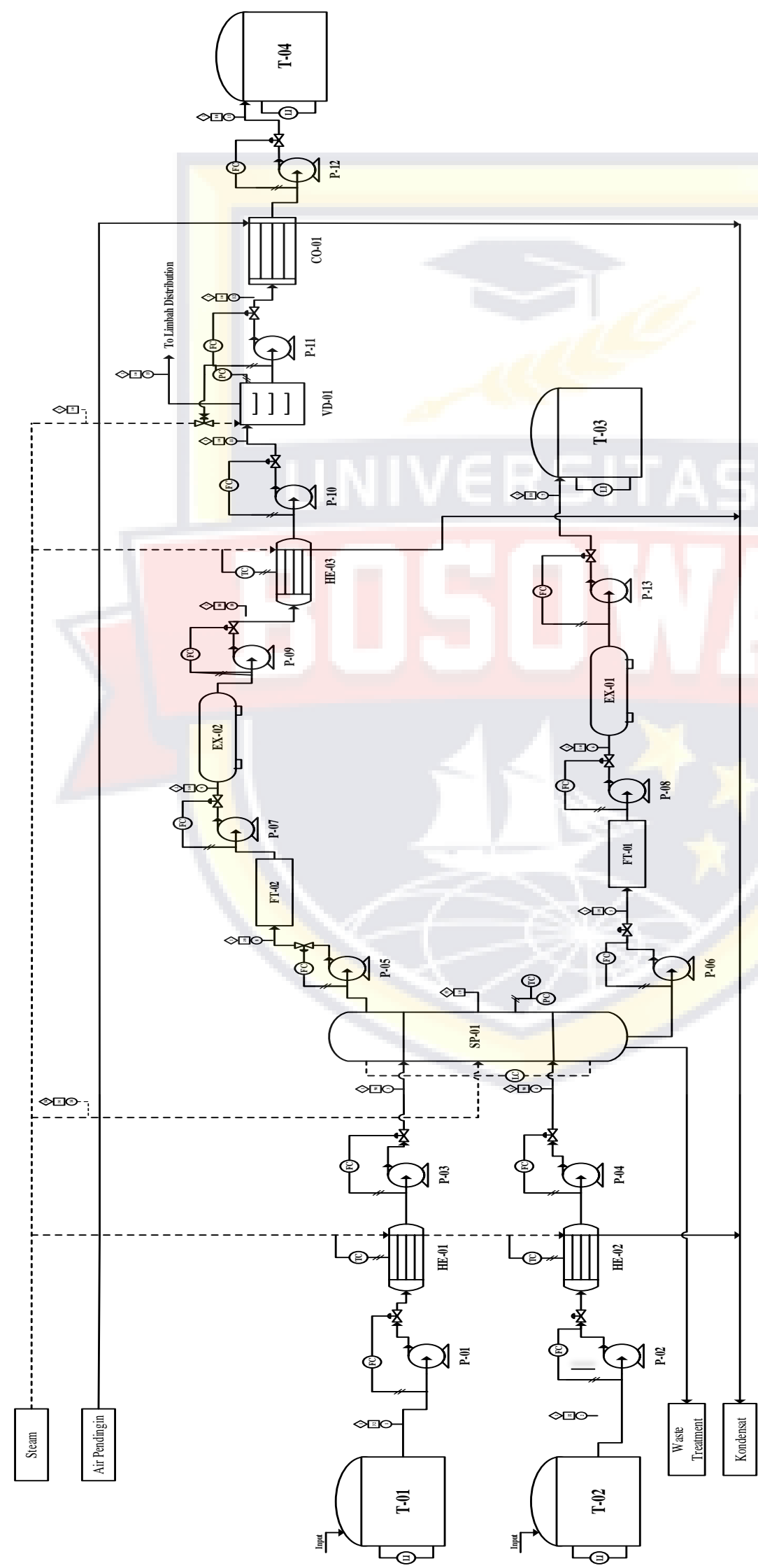
$$= \frac{631,633}{12 \times 0,917}$$

$$= 57,400 \text{ buah}$$

Jadi tube yang digunakan 57 buah.



PRARANCANGAN PABRIK ASAM LEMAK DARI MINYAK KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 37.000 TON/TAHUN



No	Kode Alat	Nama Alat
1	P-01	Pompa 01
2	P-02	Pompa 02
3	P-03	Pompa 03
4	P-04	Pompa 04
5	P-05	Pompa 05
6	P-06	Pompa 06
7	P-07	Pompa 07
8	P-08	Pompa 08
9	P-09	Pompa 09
10	P-10	Pompa 10
11	P-11	Pompa 11
12	P-12	Pompa 12
13	P-13	Pompa 13
14	T-01	Tangki CPO
15	T-02	Tangki Air
16	T-03	Tangki Glycerol
17	T-04	Tangki Asam Lemak
18	HE-01	Heater 1
19	HE-02	Heater 2
20	HE-03	Heater 3
21	SP-01	Kolom Splitting
22	FT-01	Flash Tank 1
23	FT-02	Flash Tank 2
24	EX-01	Expansion Vessel 1
25	EX-02	Expansion Vessel 2
26	VD-01	Vacuum Dryer
27	CO-01	Cooler

Keterangan Simbol

- : Suhu, °C
- : Nomor Arus
- ◇ : Tekanan, atm
- ⊗ : Control Valve
- ⊘ : Arus Sinyal Pneumatik
- : Arus Pendingin, Kondensat
- -> : Arus Steam

Keterangan Instrumen

- FC : Flow Controller
- TC : Temperature Controller
- LC : Level Controller
- PC : Pressure Controller
- LI : Level Indicator

Digambar
Nur Hidayat Arif (4518044042)

Diperiksa
1. Dr. Hamsina, ST., M.Si
2. M.Tang, ST., M.Pkim

1.
2.

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM

Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik
Universitas Bosowa
Makassar
2022

Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13
CPO	100				0.52125		0.52125	0.52125	0.52125	0.52125			
Air			82.747731	22.58898		22.58898		22.58898			22.58898		
Asam Lemak					142.56		142.56	142.56	142.56	142.56		142.56	142.56
Glycerol						17.0775		17.0775					
Steam		5251.188											
Total	100	5251.188	82.747731	39.66648	143.0813	39.66648	143.081	39.66648	143.0813	143.0813	22.58898	142.56	142.56