

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PEKTIN
DARI KULIT BUAH KAKAO 6000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

**Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik**



Disusun Oleh:

ALDI RINALDI

(4515044005)

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS BOSOWA

MAKASSAR

2022

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PEKTIN
DARI KULIT BUAH KAKAO 6000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

**Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik**



Disusun Oleh:

ALDI RINALDI

(4515044005)

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS BOSOWA

MAKASSAR

2022

HALAMAN PERSETUJUAN
PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PEKTIN DARI KULIT
BUAH KAKAO 6000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:

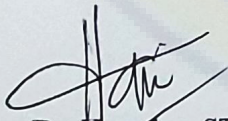
ALDI RINALDI

(4515044005)

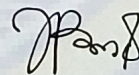
Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II



(Dr. Hamsina.,ST.,M.Si)
NIDN. 09 2406 7601



(Hermawati.,S.Si.,M.Eng)
NIDN. 00 2407 7101

HALAMAN PENGESAHAN
PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PEKTIN DARI KULIT
BUAH KAKAO 6000 TON/TAHUN

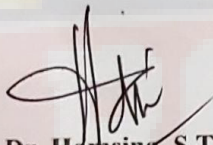
Disusun Oleh:

ALDI RINALDI (4515044005)

Skripsi ini telah diuji dan dinyatakan lulus

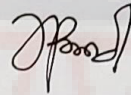
Pada Tanggal 22 Februari 2022

Pembimbing I



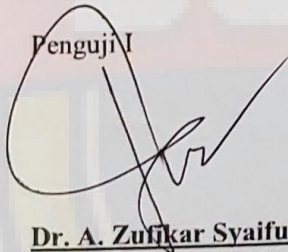
Dr. Hamsina.,S.T.,M.Si
NIDN. 09 2406 7601

Pembimbing II



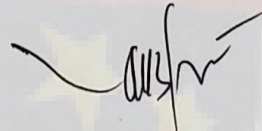
Hermawati.,S.Si.,M.Eng
NIDN. 00 2407 7101

Penguji I



Dr. A. Zulfikar Syaiful., S.T., M.T
NIDN. 09 1802 6902

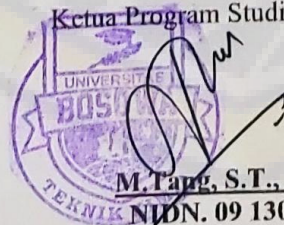
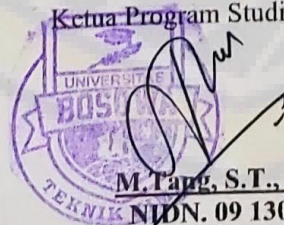
Penguji II



Al-Gazali., S.T., M.T
NIDN. 09 0506 7302

Makassar, 24 Februari 2022

Ketua Program Studi Teknik Kimia



M. Tang, S.T., M.Pkim
NIDN. 09 1302 7503

**SURAT PERNYATAAN
KEASLIAN DAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR**

Yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : **ALDI RINALDI**
Nomor Stambuk : **45 15 044 005**
Program Studi : **Teknik Kimia**
Judul Tugas Akhir : **Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Pektin Dari Kulit
Buah Kakao 6000 Ton/Tahun**

Mengatakan 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 disebutkan dalam daftar pustaka.
2. Demi pengembangan ilmu pengetahuan, saya tidak keberatan apabila Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa menyimpan, mengalihmediakan / mengalihformatkan, mengelola dalam bentuk data base, mendistribusikan dan menampilkannya untuk kepentingan akademik.
3. Bersedia dan menjamin untuk menanggung secara pribadi tanpa melibatkan pihak Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa dari semua bentuk tuntutan hukum yang timbul atas pelanggaran hak cipta dalam tugas akhir ini.

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

Makassar, 28 Februari 2022

Yang membuat pernyataan



(ALDI RINALDI)
45 15 044 005

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT, atas rahmat dan karunia - Nyalah, penulis akhirnya dapat menyelesaikan penulisan laporan prarancangan pabrik dengan judul : **“Prarancangan Pabrik Pembuatan Pektin Dari Kulit Buah Kakao”**.

Dalam penyusunan laporan penelitian ini penulis banyak mengalami kesulitan, namun berkat bantuan, bimbingan dan kerjasama yang ikhlas dari dosen pembimbing laporan penelitian, akhirnya laporan penelitian ini dapat terselesaikan dengan baik. Pada kesempatan ini pula, penulis mengucapkan terima kasih yang tulus dan sedalam – dalamnya kepada :

1. Bapak Dr. Ridwan, S.T., M.Si., selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Bosowa.
2. Bapak M. Tang, S.T., M.Pkim., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Bosowa.
3. Ibu Dr.Hamsina, S.T., M.Si., selaku Dosen Pembimbing I
4. Ibu Hermawati, S.Si., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing II
5. Para Dosen Teknik Kimia dan Staff yang telah banyak membantu penulis dalam mengurus persiapan prarancangan pabrik.
6. Orang tua dan keluarga besar yang telah memberikan dorongan berupa semangat dan motivasi kepada penulis dalam menyelesaikan prarancangan pabrik ini.
7. Teman-teman seperjuangan angkatan 2015 Teknik Kimia Universitas Bosowa Makassar.
8. Dan seluruh pihak yang tidak dapat disebut satu persatu yang telah memberikan bantuan dan dukungan selama penyelesaian prarancangan pabrik ini.

Namun penulis berharap laporan prarancangan pabrik ini dapat memberikan manfaat bagi pembaca. Penulis menyadari bahwa laporan prarancangan pabrik ini masih jauh dari kesempurnaan.

Oleh karena itu kritik dan saran yang bersifat membangun sangat diharapkan guna melengkapi segala kekurangan dan keterbatasan dalam penyusunan laporan prarancangan pabrik ini. Akhir kata semoga laporan

prarancangan pabrik ini dapat memberikan manfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan.

Makassar, 7 Januari 2022

Penulis

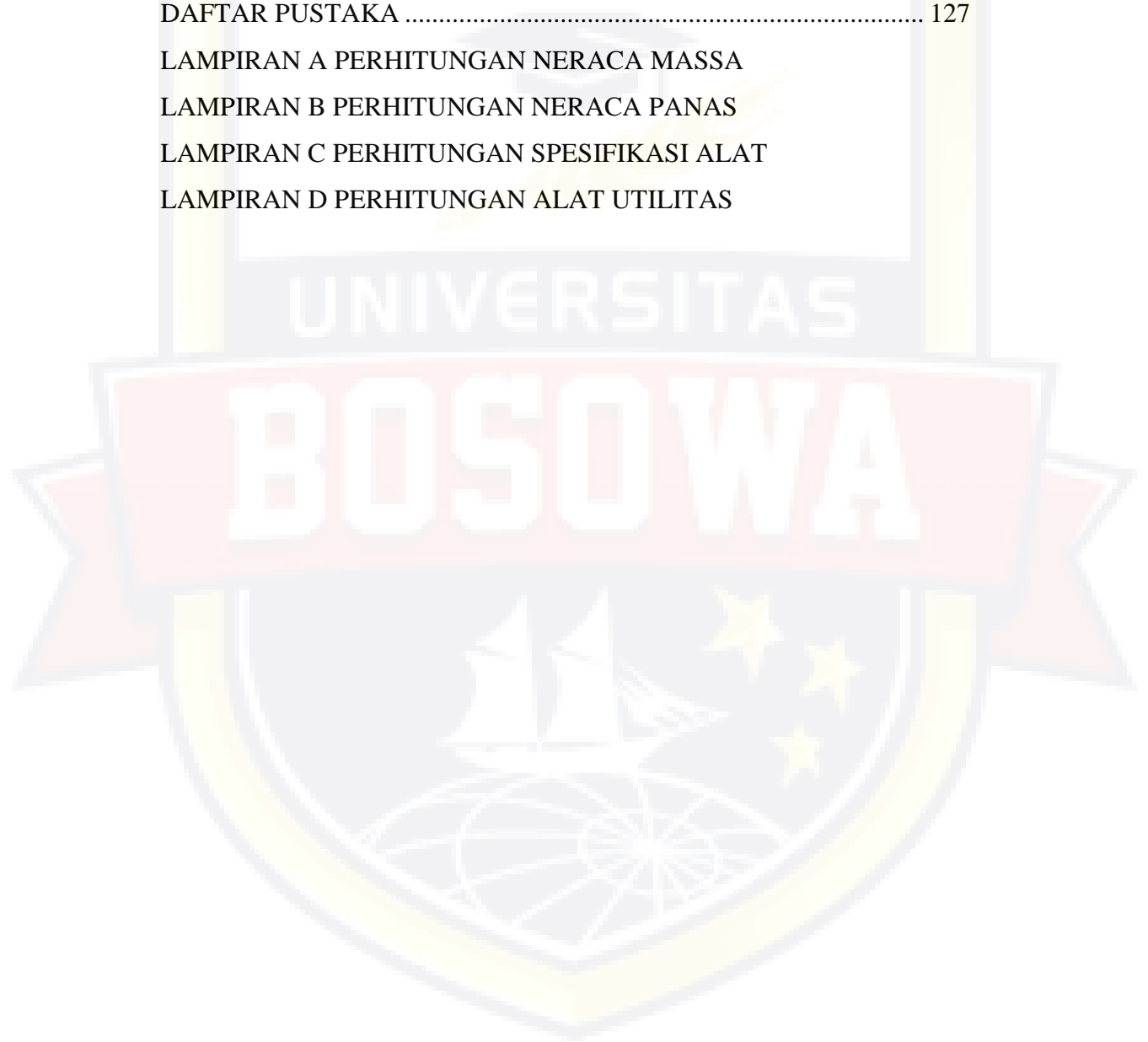


DAFTAR ISI

Halaman Judul.....	i
Halaman Persetujuan.....	ii
Halaman Pengesahan	iii
Kata Pengantar	v
Daftar Isi.....	vii
Daftar Tabel	x
Daftar Gambar.....	xiii
Intisari	xiv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang Masalah.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas.....	2
1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik	5
1.4 Tinjauan Pustaka	5
1.4.1 Tanaman Kakao	5
1.4.2 Kulit Buah Kakao.....	6
1.4.3 Pektin.....	8
BAB II URAIAN PROSES.....	10
2.1 Deskripsi Proses	11
2.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku	12
2.1.2 Proses Ekstraksi	12
2.1.3 Proses Filtrasi	12
2.1.4 Proses Vaporasi.....	12
2.1.5 Proses Pengendapan	13
2.1.6 Proses Pengeringan	13
2.1.7 Proses Destilasi Campuran Isopropil Alkohol	13
2.2 Blok Diagram Proses Produksi Pektin Dari Kulit Kakao	15
2.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	16
2.3.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	16
2.3.2 Spesifikasi Produk.....	17
BAB III NERACA MASSA.....	18
3.1 Neraca Massa Total Belt Conveyor (BC)	18

3.2 Neraca Massa Total Crusher (CR).....	18
3.3 Neraca Massa Total Screw Conveyor (SC)	18
3.4 Neraca Massa Total Tangki Ekstraktor (EX).....	19
3.5 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter I (RDVF-1) ..	19
3.6 Neraca Massa Total Vaporizer (V)	20
3.7 Neraca Massa Total Mixer (M).....	20
3.8 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter II (RDVF-2).	20
3.9 Neraca Massa Total Tangki Destilasi (TD)	21
3.10 Neraca Massa Total Rotary Dryer (RD)	21
BAB IV NERACA PANAS	22
4.1 Neraca Panas Tangki Ekstraktor (EX)	22
4.2 Neraca Panas Vaporizer (V).....	23
4.3 Neraca Panas Kondensor (Cn-01).....	23
4.4 Neraca Panas Cooler (C-01).....	24
4.5 Neraca Panas Tangki Destilasi (TD).....	24
4.6 Neraca Panas Kondensor (Cn-02).....	25
4.7 Neraca Panas Rotary Dryer (RD).....	25
4.8 Neraca Panas Kondensor (Cn-03).....	26
BAB V SPESIFIKASI ALAT PROSES	27
BAB VI UTILITAS	42
6.1. Kebutuhan Steam	42
6.2. Kebutuhan Air.....	43
6.3. Kebutuhan Listrik	50
6.4. Kebutuhan Bahan Bakar	52
6.5. Unit Pengolahan Limbah	53
6.6. Spesifikasi Peralatan Utilitas	55
BAB VII LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES	60
7.1. Lokasi Pabrik	60
7.2. Tata Letak Pabrik.....	61
7.3. Lay Out Pabrik.....	63
7.4. Lay Out Peralatan	65
BAB VIII KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA	67

8.1. Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) Secara Umum	67
8.2. Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) Secara Khusus	75
8.3. Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) Pada Alat	78
BAB IX STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	82
BAB X EVALUASI EKONOMI.....	95
BAB XI Kesimpulan	126
DAFTAR PUSTAKA	127
LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA	
LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS	
LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT	
LAMPIRAN D PERHITUNGAN ALAT UTILITAS	



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Produksi Biji Kakao	3
Tabel 1.2 Data Impor	3
Tabel 1.3 Peluang Ekspor Pektin	4
Tabel 1.4 Komposisi Kulit Kakao.....	7
Tabel 1.5 Perbandingan Kandungan Pektin Pada Beberapa Bahan	7
Tabel 3.1 Neraca Massa Total Belt Conveyor	18
Tabel 3.2 Neraca Massa Total Crusher	18
Tabel 3.3 Neraca Massa Total Screw Conveyor	18
Tabel 3.4 Neraca Massa Total Tangki Ekstraktor.....	19
Tabel 3.5 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter I.....	19
Tabel 3.6 Neraca Massa Total Neraca Massa Total Vaporizer.....	20
Tabel 3.7 Neraca Massa Total Mixer	20
Tabel 3.8 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter II.....	20
Tabel 3.9 Neraca Massa Total Tangki Destilasi	21
Tabel 3.10 Neraca Massa Total Rotary Dryer	21
Tabel 4.1 Neraca Panas Total Tangki Ekstraktor (EX).....	22
Tabel 4.2 Neraca Panas Total Vaporizer (V)	23
Tabel 4.3 Neraca Panas Total Kondensor (Cn-01)	23
Tabel 4.4 Neraca Panas Total Cooler (C-01)	24
Tabel 4.5 Neraca Panas Total Tangki Destilasi (TD)	24
Tabel 4.6 Neraca Panas Total Kondensor (Cn-02)	25
Tabel 4.7 Neraca Panas Total Rotary Dryer (RD)	25
Tabel 4.8 Neraca Panas Total Kondensor (Cn-03)	26
Tabel 6.1 Total Kebutuhan Steam.....	42
Tabel 6.2 Total Kebutuhan Air Pendingin	43
Tabel 6.3 Perincian Kebutuhan Listrik Pada Unit Proses	50
Tabel 6.4 Perincian Kebutuhan Listrik Pada Unit Utilitas.....	51
Tabel 6.5 Perincian Kebutuhan Listrik Pada Pabrik	52
Tabel 7.1 Luas Tanah Bangunan Pabrik	63
Tabel 9.1 Jumlah Tenaga Kerja Tingkat Pendidikannya	89
Tabel 9.2 Perincian Gaji Karyawan	91

Tabel 10.1 Biaya Alat Proses	97
Tabel 10.2 Biaya Alat Utilitas.....	99
Tabel 10.3 Total Biaya Utilitas	100
Tabel 10.4 Total DC Alat Proses	103
Tabel 10.5 Total DC Alat Utilitas	106
Tabel 10.6 Biaya Bangunan	106
Tabel 10.7 Total DC Pabrik Pektin	107
Tabel 10.8 Total Biaya Operating Labour	110
Tabel 10.9 Total IMC.....	116
Tabel 10.10 Total FMC.....	117
Tabel 10.11 Total MC	117
Tabel 10.12 Total Biaya Working Capital	119
Tabel 10.13 Total Biaya General Expanse.....	121
Tabel L.A1 Neraca Massa Total Ekstraktor (EX).....	131
Tabel L.A2 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 1	133
Tabel L.A3 Neraca Massa Total Vaporizer (V).....	134
Tabel L.A4 Neraca Massa Total Mixer (M)	136
Tabel L.A5 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 2.....	137
Tabel L.A6 Neraca Massa Total Tangki Destilasi (TD).....	139
Tabel L.A7 Neraca Massa Total Rotary Dryer (RD).....	140
Tabel L.B1 Harga Cp	141
Tabel L.B2 Neraca Panas Masuk Tangki Ekstraktor pada Alur 4	142
Tabel L.B3 Neraca Panas Masuk Tangki Ekstraktor pada Alur 5	142
Tabel L.B4 Neraca Panas Masuk Tangki Ekstraktor pada Alur 6	142
Tabel L.B5 Neraca Panas Keluar Tangki Ekstraktor pada Alur 7	143
Tabel L.B6 Neraca Panas Masuk Vaporizer pada Alur 9	144
Tabel L.B7 Neraca Panas Keluar Vaporizer pada Alur 10	144
Tabel L.B8 Neraca Panas Keluar Vaporizer pada Alur 12	145
Tabel L.B9 Neraca Panas Masuk Kondensor (Cn-01) pada Alur 10.....	146
Tabel L.B10 Neraca Panas Keluar Kondensor (Cn-01) pada Alur 11	146
Tabel L.B11 Neraca Panas Masuk Cooler pada Alur 12	148
Tabel L.B12 Neraca Panas Keluar Cooler pada Alur 13	148

Tabel L.B13 Neraca Panas Masuk Tangki Destilasi pada Alur 17.....	149
Tabel L.B14 Neraca Panas Keluar Tangki Destilasi pada Alur 18.....	149
Tabel L.B15 Neraca Panas Keluar Tangki Destilasi pada Alur 19.....	150
Tabel L.B16 Neraca Panas Masuk Kondensor (Cn-02) pada Alur 19....	151
Tabel L.B17 Neraca Panas Keluar Kondensor (Cn-02) pada Alur 20....	152
Tabel L.B18 Neraca Panas Masuk Rotary Dryer pada Alur 21	153
Tabel L.B19 Neraca Panas Keluar Rotary Dryer pada Alur 22.....	153
Tabel L.B20 Neraca Panas Keluar Rotary Dryer pada Alur 24.....	153
Tabel L.B21 Neraca Panas Masuk Kondensor (Cn-03) pada Alur 22....	156
Tabel L.B22 Neraca Panas Keluar Kondensor (Cn-03) pada Alur 23....	157
Tabel L.B23 Total Kebutuhan Steam.....	158
Tabel L.B24 Total Kebutuhan Air Pendingin	158
Tabel L.C1 Data Temperatur pada Kondesor (Cn-01).....	179
Tabel L.C2 Data Temperatur pada Cooler (C-01)	190
Tabel L.C3 Data Temperatur pada Kondensor (Cn-02).....	221
Tabel L.C4 Data Temperatur pada Kondensor (Cn-03).....	228

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Impor Pektin.....	3
Gambar 1.2 Struktur atom α – D – Galakturonat.....	8
Gambar 2.1 Blok Diagram Proses Produksi Pektin dari Kulit Kakao	15
Gambar 6.1 Diagram Alir Pengolahan Limbah	54
Gambar 7.1 Tata Letak Pra Rancangan Pabrik Dari Kulit Kakao	64
Gambar 8.1 Pelindung Kepala	71
Gambar 8.2 Pelindung Mata	71
Gambar 8.3 Ear Muff	72
Gambar 8.4 Ear Plug	72
Gambar 8.5 Sarung Tangan Karet.....	73
Gambar 8.6 Sarung Tangan Asbes.....	73
Gambar 8.7 Sepatu Safety.....	73
Gambar 8.8 Full Face Masker.....	74
Gambar 8.9 Half Masker.....	74
Gambar 8.10 Pelindung Badan	75
Gambar 9.1 Pembagian Shift Karyawan.....	88
Gambar L.A1 Diagram Alir Ekstraktor	130
Gambar L.A2 Diagram Alir Rotary Drum Vacuum Filter 1.....	132
Gambar L.A3 Diagram Alir Vaporizer	133
Gambar L.A4 Diagram Alir Mixer	135
Gambar L.A5 Diagram Alir Rotary Drum Vacuum Filter 2.....	136
Gambar L.A6 Diagram Alir Tangki Destilasi.....	138
Gambar L.A7 Diagram Alir Rotary Dryer.....	139
Gambar L.B1 Diagram Alir Tangki Ekstraktor (EX)	141
Gambar L.B2 Diagram Alir Vaporizer (V).....	144
Gambar L.B3 Diagram Alir Kondensor (Cn-01).....	146
Gambar L.B4 Diagram Alir Cooler (C-01).....	147
Gambar L.B5 Diagram Alir Tangki Destilasi (TD).....	149
Gambar L.B6 Diagram Alir Kondensor (Cn-02)	151
Gambar L.B7 Diagram Alir Rotary Dryer (RD).....	152
Gambar L.B8 Diagram Alir Kondensor (Cn-03).....	156

INTISARI

Pabrik pektin dari kulit buah kakao ini direncanakan berproduksi dengan kapasitas 6.000 ton/tahun dengan 330 hari kerja dalam satu tahun. Proses yang digunakan adalah ekstraksi dengan menggunakan pelarut asam, dimana bahan baku yang digunakan adalah kulit buah kakao.

Lokasi pabrik direncanakan dibangun diatas lahan seluas 26.000 m² di Kawasan Industri Palopo Maroangin, Telluwanu, Kota Palopo, Sulawesi Selatan. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang Direktur dengan struktur organisasi sistem garis dan staf yang mempunyai 159 orang tenaga kerja.

Hasil evaluasi ekonomi Pabrik Pembuatan Pektin dari Kulit Buah Kakao ini adalah sebagai berikut:

- Total modal investasi : Rp 1.553.773.884.731
- Biaya Produksi (per tahun) : Rp 1.258.427.771.520
- Hasil Penjualan (per tahun) : Rp 1.550.091.836.000
- Laba Bersih : Rp 233.331.251.584
- Shut Down Point (SDP) : 15,91 %
- Break Even Point (BEP) : 43,42 %
- Return on Investment (ROI) : 23,04 %
- Pay Out Time (POT) : 3,02 tahun
- Discounted Cash Flow (DCF): 24,74 %

Berdasarkan data evaluasi ekonomi diatas maka dapat disimpulkan bahwa Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Pektin dari Kulit Kakao ini layak untuk dilanjutkan ke tahap perancangan yang lebih terperinci sehingga dapat didirikan dikemudian hari sebagai pabrik yang *profitable*.

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan kemajuan zaman, pembangunan di segala bidang harus semakin diperhatikan. Salah satu jalan untuk meningkatkan ekonomi hidup bangsa adalah dengan pembangunan industri. Perkembangan industri kimia diharapkan dapat merangsang pertumbuhan ekonomi dan industri. Tujuannya adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, menciptakan lapangan kerja baru, menambah pendapatan daerah setempat dan mempercepat proses alih teknologi. Pembangunan industri juga ditujukan untuk memperkuat struktur ekonomi nasional dengan keterkaitan yang kuat dan saling mendukung antar sektor, meningkatkan daya tahan perekonomian nasional serta mendorong berkembangnya kegiatan berbagai sektor pembangunan lainnya.

Kakao merupakan salah satu komoditi penghasil devisa non-migas. Disamping itu kakao juga digunakan sebagai bahan baku industri makanan, industri obat-obatan dan industri kosmetik. Pemanfaatan tanaman kakao selama ini masih terbatas yaitu pada bijinya yang berkisar antara 16-53 biji tiap buah, sedangkan bagian lainnya seperti kulit buah dan pulp belum banyak dimanfaatkan. Diperkirakan 68,5% dari berat buah segar terbuang menjadi limbah. Buah kakao terdiri dari 73,8% kulit buah, 2% masenta, dan 24,2% biji. (Wikipedia, 2010)

Produksi biji kakao pada tahun 2019 adalah , yang berarti menghasilkan limbah kulit buah untuk dibuang sebagai limbah perkebunan. Kulit buah kakao mengandung 6 – 30 % pektin yang jumlahnya tergantung dari tingkat kematangan buah kakao tersebut, dimana untuk buah kakao yang masih mentah kandungan pektin pada kulitnya berkisar 25 – 30 %, sedangkan untuk buah kakao yang sudah matang kandungan pektin pada kulitnya berkisar diantara 6 – 12 %. Selain itu, tingkat kesegaran kulit buah kakao juga sangat mempengaruhi kadar pektin yang terkandung di dalam kulit buah kakao, dimana apabila kulit kakao tersebut sudah lama dipetik dari pohonnya dan sudah rusak

(mengalami pembusukan), maka kandungan pektin di dalam kulit buahnya akan semakin menurun. (Sukha, 2007)

Pektin adalah senyawa polisakarida yang larut dalam air dan merupakan asam- asam pektinat yang mengandung gugus-gugus metoksil. Fungsi utamanya sebagai bahan pengental dan pembentuk gel. Selain dalam industri makanan pektin juga dapat digunakan dalam industri kosmetik dan farmasi. Pada industri kosmetika, pektin digunakan sebagai bahan aditif dalam pembuatan krim, sabun, minyak rambut dan pasta. (Amelia, 2000)

Hingga tahun 2019, seluruh pektin yang digunakan di industri-industri Indonesia adalah barang impor. Jumlah impor pektin yang besar, yaitu > 100 ton per tahun dan harganya yang sangat mahal, membuat biaya impor pektin berdampak terhadap pengurangan devisa negara yang besar pula. Dengan memanfaatkan kulit buah kakao menjadi sumber pektin diharapkan limbah kulit buah kakao dapat dimanfaatkan dan bisa mencukupi kebutuhan pektin dalam negeri serta menjadikan Indonesia sebagai salah satu negara pengekspor pektin.

Pembangunan industri pektin sangat penting karena dapat mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri luar negeri. Dengan adanya pembangunan pabrik ini dapat mengurangi pengalangan devisa negara untuk mengimpor pektin. Disamping itu dapat meningkatkan nilai guna kulit buah kakao, membuka lapangan kerja baru, memacu pertumbuhan ekonomi dan industri yang tangguh.

1.2 Penentuan Kapasitas

Penentuan kapasitas pabrik ini didasarkan pada perkembangan produksi perkebunan buah kakao di Indonesia. Hal ini ditunjukkan dengan data produksi buah kakao dari Direktorat Jenderal Perkebunan, seperti pada tabel 1.1 berikut ini:

Tahun	Produksi Biji Kakao Sulawesi Selatan (Ton)
2016	114.276
2017	100.391
2018	124.952
2019	118.775

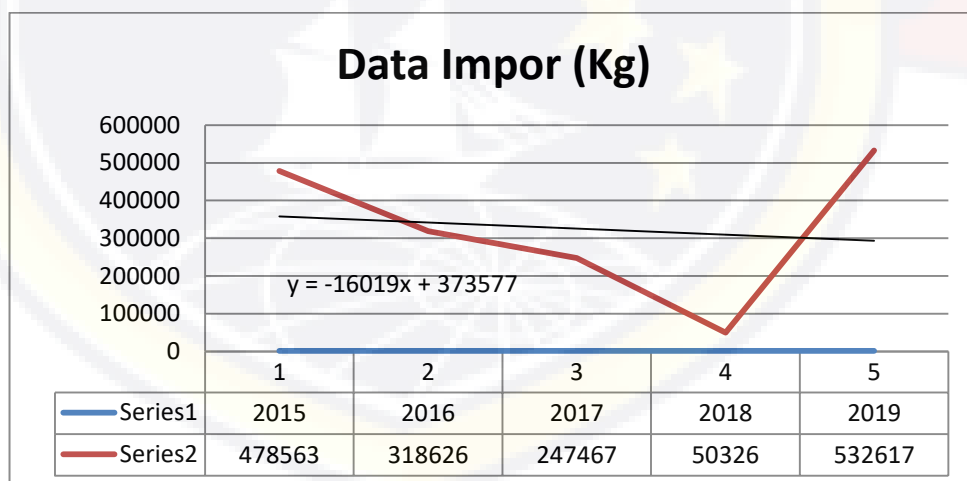
Sumber: Direktorat Jenderal Perkebunan(2020)

1. Data Impor

Impor pektin di Indonesia mengalami peningkatan pada tahun 2019 . Hal ini ditunjukkan dengan data impor pektin dari Badan Pusat Statistik, seperti pada tabel 1.2 berikut ini:

Tahun	Impor (Kg)	Pertumbuhan(i)
2015	478.563	0
2016	318.626	-0,334203
2017	247.467	-0,223331
2018	50.326	-0,796636
2019	532.617	9,5833366
Rata - Rata (i)		8,2291677

Sumber: Badan Pusat Statistik (2020)



Gambar 1.1 Grafik 1.1 Data Impor Pektin

Berdasarkan gambar grafik linier diatas, didapatkan persamaan sebagai berikut.

$$Y = -16019x+373577(i).....(1)$$

Dari data kebutuhan impor pektin Indonesia pada tabel 1.2 didapatkan hubungan regresi linier antara tahun dengan jumlah impor pektin dengan rumus, $y = -16019x + 373577(i)$.

Pada penentuan kapasitas produksi pabrik, maka dapat ditentukan dari impor pektin Indonesia. Untuk itu dalam mengurangi kebutuhan impor pektin di Indonesia, maka kebutuhan impor pada tahun 2026 ditentukan dengan persamaan regresi linier dikalikan dengan rata-rata pertumbuhan (i). Dengan menyubstitusikan persamaan, didapatkan.

$$\begin{aligned} Y &= -16019x + 373577 (i) \\ &= -16019(2026) + 373577 \\ &= -32080917 \text{ Kg (8,229\%)} \\ &= -2662395,302 \text{ Kg} \\ &= -2662,395 \text{ Ton} \end{aligned}$$

Keterangan :

Y = Nilai Tahunan Pektin (Ton)

X = Tahun Pendirian

i = Rata-Rata Pertumbuhan

Sehingga, didapatkan dari hasil perhitungan impor 3.000 ton/tahun dimana diambil kapasitas pabrik dua kali dari hasil perhitungan yaitu 6.000 ton/tahun dengan estimasi 1 tahun adalah 330 hari. Dan untuk 5 tahun akan datang kebutuhan pektin nasional sudah terpenuhi sehingga terdapat peluang untuk ekspor pektin. Adapun data peluang ekspor pektin berdasarkan negara dapat dilihat pada tabel 1.3

Tabel 1.3 Peluang Ekspor Pektin

Tahun	Negara	Ekspor (Kg)
2019	Japan	2.518.919
2019	Korea	675.450
2019	China	8.248.817
2019	Malaysia	360.272
2019	Taiwan	261.911
2019	Thailand	1.577.765

Sumber : International Trade Statistik

1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Letak Geografis suatu pabrik memiliki pengaruh yang sangat penting terhadap keberhasilan dari pabrik tersebut. Beberapa faktor yang dapat menjadi acuan dalam penentuan lokasi pabrik antara lain, ketersediaan bahan baku, transportasi, dan utilitas. Dari ketiga pertimbangan tersebut maka pabrik pektin ini akan didirikan di Kawasan Industri Palopo, Maroangin, Telluwanua, Kota Palopo, Sulawesi Selatan. Dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Penyediaan Bahan Baku

Kulit buah Kakao sebagai bahan baku pembuatan pektin diperoleh dari perkebunan buah kakao yang berada di wilayah Luwu Timur maupun perkebunan buah kakao yang berada di Sulawesi Selatan maupun dari luar Sulawesi.

2. Transportasi

Sarana transportasi sangat dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Terlebih di kawasan pabrik memiliki sarana transportasi darat yang baik. Selain itu juga dekat dengan pelabuhan Tanjung Ringgit Palopo yang berarti penyaluran melalui laut juga mudah di akses.

3. Utilitas

Fasilitas yang terdiri dari penyediaan air dan listrik mengharuskan lokasi pabrik dekat dengan sumber tersebut. Pabrik ini berlokasi didekat sungai untuk memenuhi kebutuhan air. Sementara untuk kebutuhan listrik akan didapatkan dari PT.PLN.

1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 Tanaman Kakao

Tanaman kakao merupakan salah satu anggota genus theobroma. Secara garis besarnya, sistematika kakao adalah :

Divisio : Spermatophyta

Kelas : Docutyledone

Ordo : Malvaies
Familia : Sterculiceae
Genus : Theobroma
Spesies : Theobroma cacao

Tanaman kakao termasuk tanaman tahunan yang tergolong dalam kelompok tanaman caulofloris, yaitu tanaman yang berbunga dan berbuah pada batang dan cabang. Tanaman ini pada garis besarnya dapat dibagi atas dua bagian, yaitu bagian vegetatif yang meliputi akar, batang serta daun dan bagian generatif yang meliputi bunga dan buah. Benih kakao termasuk benih rekalsitran, yaitu benih yang tidak tahan dikeringkan, peka terhadap suhu dan kelembaban rendah, berdaya simpan rendah dan peka terhadap perubahan lingkungan simpan (Lukito et al., 2010).

Tanaman kakao tumbuh subur di hutan – hutan dataran rendah dan hidup dibawah naungan pohon – pohon yang tinggi. Pertumbuhan tanaman kakao banyak dipengaruhi oleh kesuburan tanah, kelembaban, suhu, dan curah hujan. Adanya angin, musim kering, dan perubahan-perubahan iklim berpengaruh terhadap berbuahnya tanaman kakao. (Wikipedia, 2010)

1.4.2 Kulit Buah Kakao

Kulit buah kakao adalah bagian dari buah kakao yang pemanfaatannya masih terbatas. Umumnya kulit buah kakao dapat ditanamkan kembali kedalam tanah sebagai penambah unsur hara atau pupuk. Selain itu kulit buah kakao juga sering dijadikan pakan ternak karena kandungan protein dan karbohidratnya cukup tinggi.

Pada perkebunan rakyat umumnya kulit buah kakao yang dihasilkan dari panen biji kakao dari buah yang telah matang hanya dibiarkan membusuk di sekitar area perkebunan kakao tersebut. Padahal pembusukan kulit buah kakao dapat menghasilkan hama-hama yang dapat mengganggu kelangsungan hidup dari tanaman kakao itu sendiri.

Kulit buah kakao mengandung air dan senyawa-senyawa lain. Komposisi kimia kulit buah kakao tergantung pada jenis dan tingkat kematangan buah kakao itu sendiri. Penelitian telah dilakukan untuk mengetahui komposisi kulit buah kakao jenis Forastero, yang merupakan

jenis mayoritas tanaman kakao di Indonesia, seperti yang terlihat pada tabel berikut ini. (Riyadi, 2003)

Tabel 1.4 Komposisi Kulit Kakao (pada basis kering)

Parameter	Kandungan (%)
Pektin	12,67
Air	5
Zat Padat Lainnya	82,33

Sumber : Riyadi,2003

Kulit buah kakao mengandung cukup banyak pektin jika dibandingkan dengan sumber-sumber pektin lainnya. Tabel 1.5 berikut ini adalah perbandingan banyak pektin yang terkandung pada beberapa sumber pektin.

Tabel 1.5 Perbandingan Kandungan Pektin pada Beberapa Bahan

Bahan	Kandungan Pektin (%)
Anggur	0,70 – 0,80
Apel	0,14 – 0,96
Aprikot	0,42 – 1,32
Jeruk	0,25 – 0,76
Kulit Jeruk	10 – 30
Kulit Kakao	6 – 30
Pisang	0,58 – 0,89
Wortel	0,72 – 1,01

Sumber : Baker, 1997

Kandungan pektin di dalam kulit buah kakao yang cukup tinggi tersebut sangat memungkinkan untuk meningkatkan nilai ekonomis komoditas buah kakao secara keseluruhan, yang mana selama ini nilai ekonomis buah kakao hanya bergantung kepada harga jual biji kakao saja. Di sisi lain, kualitas biji kakao asal Indonesia di pasar dunia masih belum memiliki peringkat yang bagus, karena biji kakao yang ada Indonesia berasal dari pohon kakao berjenis Forastero yang merupakan pohon kakao dengan kualitas biji yang rendah (kualitas curah). (Riyadi, 2003)

Harga pektin yang cukup tinggi dan banyaknya penelitian yang telah dilakukan tentang pektin dari kulit buah kakao ini sangat memungkinkan untuk dijadikan sebagai latar belakang pembangunan pabrik pektin dari kulit buah kakao. (Agustina, 2010)

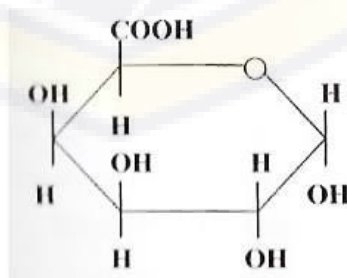
1.4.3 Pektin

Pektin merupakan golongan polimer heterosakarida yang diperoleh dari dinding sel tumbuhan darat. Pektin berwujud bubuk berwarna putih hingga coklat terang. Pektin banyak dimanfaatkan pada industri pangan sebagai bahan perekat dan stabilizer (dengan tujuan agar tidak terbentuk endapan pada suatu larutan).

Pektin pada sel tumbuhan merupakan penyusun lamela tengah, yaitu lapisan penyusun awal dinding sel. Pada sel-sel tertentu seperti buah atau kulit buah, cenderung mempunyai kandungan pektin yang sangat banyak. Pektinlah senyawa yang mengakibatkan suasana 'lengket' apabila seseorang mengupas buah atau kulit buah.

Penyusun utama pektin biasanya gugus polimer asam D – galakturonat, yang terikat dengan α – 1,4 – glikosidik. Asam galakturonat memiliki gugus karboksil yang dapat saling berikatan dengan ion Mg^{2+} atau Ca^{2+} sehingga berkas-berkas polimer 'berlekatan' satu sama lain. Inilah yang menyebabkan rasa lengket pada kulit. Tanpa kehadiran kedua ion ini, pektin larut dalam air. Garam-garam Mg – pektin atau Ca – pektin dapat membentuk gel, karena ikatan tersebut berstruktur amorphous (tak berbentuk pasti) yang dapat mengembang jika molekul air 'terjerat' di antara ruang- ruang ikatan tersebut.

Asam anhidrogalakturonat adalah turunan dari galaktosa yang pada atom C-6 telah terasamkan seperti pada gambar :



Gambar 1.2 Struktur atom α – D – Galakturonat

1.4.3.1 Manfaat Pektin

Penggunaan pektin cukup luas baik dalam bidang industri pangan maupun non- pangan. Umumnya pektin digunakan sebagai bahan pembentuk jeli, selai, pengental dan dimanfaatkan dalam bidang farmasi sebagai obat diare. (*National Research Development Corporation*, 2004)

Dalam industri karet, pektin bisa digunakan sebagai bahan pengental lateks. Pektin juga dapat memperbaiki warna, konsistensi, kekentalan dan stabilitas produk karet yang dihasilkan. (Towle & Christensen, 1973)

Pektin berkadar metoksil tinggi digunakan untuk pembuatan selai dan jeli dari buah-buahan, serta digunakan dalam pembuatan saus salad, puding, gel buah-buahan dalam es krim, selai dan jeli. Pektin bermetoksil rendah efektif digunakan dalam pembentukan gel saus buah-buahan karena stabilitasnya yang tinggi pada proses pembekuan, *thawing*, dan pemanasan, serta digunakan sebagai penyalut dalam banyak produk pangan. (Glicksman, 1969)

Di bidang farmasi pektin dikenal sebagai bahan yang bersifat potensiator dan memperpanjang pengaruh antibiotik, hormon-hormon dan obat-obatan sulfat dan analgesik-analgesik. Pektin juga digunakan sebagai emulsifier bagi preparat cair dan sirup, obat diare pada anak-anak, obat penawar racun logam, bahan penurun daya racun dan meningkatkan daya larut obat sulfa, memperpanjang kerja hormon dan antibiotika, bahan pelapis perban (pembalut luka) guna menyerap kotoran dan jaringan yang rusak serta bahan kosmetik, oral atau injeksi untuk mencegah pendarahan. (Yohenta, 2008)

BAB II

URAIAN PROSES

Bahan baku pembuatan pektin adalah buah atau kulit buah seperti apel, jeruk, tebu, pepaya, jambu, kakao dan lain-lain. Dari bahan-bahan tersebut, pektin diekstraksi dengan menggunakan pelarut asam pada *range* pH 1,5 – 3,5. Proses ekstraksi pektin merupakan proses yang sederhana terdiri dari 4 tahap yaitu ekstraksi, purifikasi ekstrak, pengendapan serta pengeringan. Pada umumnya ekstraksi pektin dilakukan dengan menggunakan ekstraksi asam, baik asam mineral maupun asam organik. Larutan asam yang digunakan antara lain :

1. Asam sulfat
2. Asam klorida
3. Asam asetat
4. Asam natrium heksametafosfat
5. Asam sitrat

Asam digunakan untuk memisahkan ion polivalen, kemudian memutuskan ikatan antara asam pektinat dengan selulosa, menghidrolisis protopektin menjadi molekul yang lebih kecil, dan terakhir menghidrolisis gugus metil ester pektin (Kertesz, 1951).

Larutan pektin yang telah pekat kemudian ditambahkan dengan alkohol atau isopropil alkohol untuk menggumpalkan/mengendapkan pektin yang ada pada larutan. Selain dengan penambahan alkohol yang merupakan cara pengendapan pektin yang terbaru, ada beberapa teknik pengendapan pektin yang lain yang juga pernah dipakai dalam industri pembuatan pektin. Diantaranya adalah dengan penambahan garam aluminium yang tidak lagi digunakan pada industri karena biaya produksi yang lebih tinggi dan jumlah *impurities* yang cukup tinggi dan proses yang kedua adalah proses spray drying yang jarang dilakukan karena biaya produksi yang mahal.

Pektin yang telah diendapkan kemudian dipisahkan dari alkoholnya dan kemudian dikeringkan. Apabila produk yang diinginkan adalah pektin dengan jenis esterifikasi rendah, selanjutnya pektin diperlakukan dengan menggunakan pelarut asam kembali. Dan apabila produk yang diinginkan adalah pektin teramidasi, perlakuan dengan pelarut asam yang sebelumnya telah dilakukan

dilanjutkan dengan perlakuan yang melibatkan amonium hidroksida. Setelah pengeringan dan pengecilan ukuran, pektin juga biasa di standarisasi dengan menggunakan gula, garam kalsium atau asam organik untuk menghasilkan kualitas optimal pektin untuk beberapa aplikasi khusus. (Wikipedia, 2010)

Parameter-parameter yang digunakan untuk menentukan kualitas pektin antara lain seperti kadar air, kadar *impurities*, kadar asam galakturonat dan kadar esterifikasi pektin. Total produksi pektin di seluruh dunia setiap tahunnya diperkirakan sebanyak

80.000 ton dengan nilai ekonomi lebih dari 300 juta dollar Amerika Serikat. Dimana konsumsi negara-negara Eropa Barat sebanyak 36%, Amerika Serikat 32%, Asia 25% dan sisanya negara-negara lain. (*Association Ukrainian Innovation Companies*, 2010)

2.1 Deskripsi Proses

Proses pembuatan pektin dari kulit kakao ini dilakukan dengan cara mengekstraksi pektin dari kulit kakao dengan menggunakan pelarut asam. Proses ekstraksi adalah suatu proses pemisahan dari bahan padat maupun cair dengan bantuan pelarut. Pelarut yang digunakan harus dapat mengekstrak substansi yang diinginkan tanpa melarutkan material lainnya. Dimana pelarut asam yang dipilih adalah asam klorida (HCl) dibandingkan dengan larutan asam lainnya, dengan alasan pada beberapa penelitian tentang ekstraksi pektin dari kulit kakao, pelarut asam klorida ini merupakan pelarut yang paling tinggi *yield*-nya, paling rendah konsentrasi pelarut optimumnya dan kualitas pektin yang dihasilkannya lebih baik daripada ekstraksi pektin dari kulit buah kakao dengan pelarut lainnya. Selain itu, asam klorida juga merupakan pelarut yang mudah dicari dan persediaannya masih sangat tercukupi di pasar industri. (Riyadi, 2003)

Pektin yang telah terekstraksi akan diendapkan dengan larutan isopropil alkohol. Isopropil alkohol dipilih karena beberapa penelitian menyatakan bahwa larutan pengendap pektin yang paling efektif dan efisien adalah isopropil alkohol. Walaupun harganya lebih mahal dan persediaannya tidak berlimpah di pasar industri nasional, namun hal tersebut tidak menjadi masalah jika dibandingkan dengan kemampuan larutan ini mengendapkan pektin yang telah terekstraksi. Untuk mengendapkan pektin, larutan isopropil alkohol juga tidak memerlukan

bantuan senyawa lain sehingga pektin yang terendapkan merupakan endapan pektin murni yang harganya jauh lebih tinggi jika dibandingkan dengan pektin yang terikat sebagai garam, misalnya Pektin-Al dan Pektin-Ca. (*International Pectin Producers Association*, 2010)

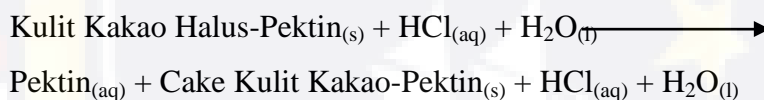
Adapun tahapan proses pembuatan pektin dari kulit kakao yang sedikit lebih rinci akan dijelaskan pada poin-poin sub-bab berikut ini.

2.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku (Kulit Kakao)

Kulit kakao kering diangkat dari gudang (G) dengan menggunakan *belt conveyor* (BC) menuju ke *crusher* (CR). Di dalam *crusher* kulit kakao dihancurkan dan dihaluskan hingga ukuran 205 μm . Kulit kakao yang sudah halus diangkut menuju ekstraktor (EX) dengan menggunakan *screw conveyor* (SC-01).

2.1.2 Proses Ekstraksi

Kulit kakao halus kemudian diekstraksi secara kontiniu selama 60 menit pada suhu 70 °C dan tekanan 1 atm dengan menggunakan pelarut HCl 0,73% yang di pompa dari tangki pencampuran HCl (M-02) dengan perbandingan massa kulit kakao halus dengan massa larutan HCl sebesar 1 : 5. Pada tahap ekstraksi ini, terjadi pelepasan molekul pektin dari kulit kakao yang telah halus dan kemudian terlarut di dalam larutan dengan nilai konversi 80 % (Rachmawan dkk, 2005). Seperti yang terlihat pada reaksi berikut ini :



2.1.3 Proses Filtrasi

Hasil ekstraksi yang berupa ekstrak dan refinat dimasukkan ke dalam *rotary drum vacuum filter* (RDVF-01) untuk memisahkan filtrat dengan *cake* kulit kakao. Setelah dipisahkan, *cake* kulit kakao (yang terdiri dari serat kasar, *theobromine*, *antosianin*, protein dan mineral) dimasukkan ke dalam bak penampungan (BP) untuk dijual sebagai bahan baku pembuatan pakan ternak, sedangkan filtratnya dipompakan ke dalam *vaporizer* (V).

2.1.4 Proses Vaporasi

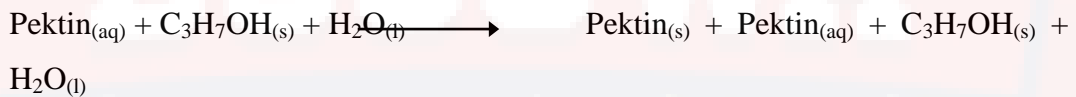
Di dalam *vaporizer*, filtrat dipanaskan sampai suhu 110°C untuk menguapkan HCl dan sebagian airnya. Hal tersebut dilakukan untuk memekatkan larutan pektin hingga volume larutan pektin akhirnya akan sebanyak $\frac{1}{2}$ dari

volume larutan pektin semula. Larutan pektin yang telah pekat dan merupakan produk bawah dari *vaporizer* kemudian dipompakan menuju sebuah *cooler* (C-01) untuk menurunkan suhunya dan akan diproses lebih lanjut pada tahapan berikutnya.

Produk atas *vaporizer* yang berupa uap dari campuran HCl dan air dilewatkan melalui sebuah kondensor (Cn-01) untuk menurunkan suhu dan merubah fasanya menjadi cair kembali dan kemudian disimpan di tangki penampungan (T-03) untuk kemudian digunakan kembali sebagai pelarut pada proses ekstraksi.

2.1.5 Proses Pengendapan

Larutan pektin pekat yang telah didinginkan kemudian dipompakan ke sebuah *mixer* (M-01). Agar pektin yang terdapat dalam larutan pektin dapat membentuk endapan, maka ke dalam *mixer* (M-01) ditambahkan isopropil alkohol dari tangki penyimpanan isopropil alkohol (T-04) dengan perbandingan massa antara pektin dan isopropil alkohol adalah 1 : 2. Endapan pektin yang dihasilkan kemudian difiltrasi dengan menggunakan *rotary drum vacuum filter* (RDVF-02) untuk memisahkan pektin dengan isopropil alkohol.



2.1.6 Proses Pengeringan

Pektin yang dihasilkan masih mengandung banyak air, sehingga selanjutnya dikeringkan di dalam *rotary dryer* (RD) sampai kandungan airnya 2% dengan menggunakan *steam* sebagai media pengeringan. Pektin yang sudah kering kemudian diangkut menggunakan *screw conveyor* (SC-03) ke dalam tangki penampungan produk (T-01).

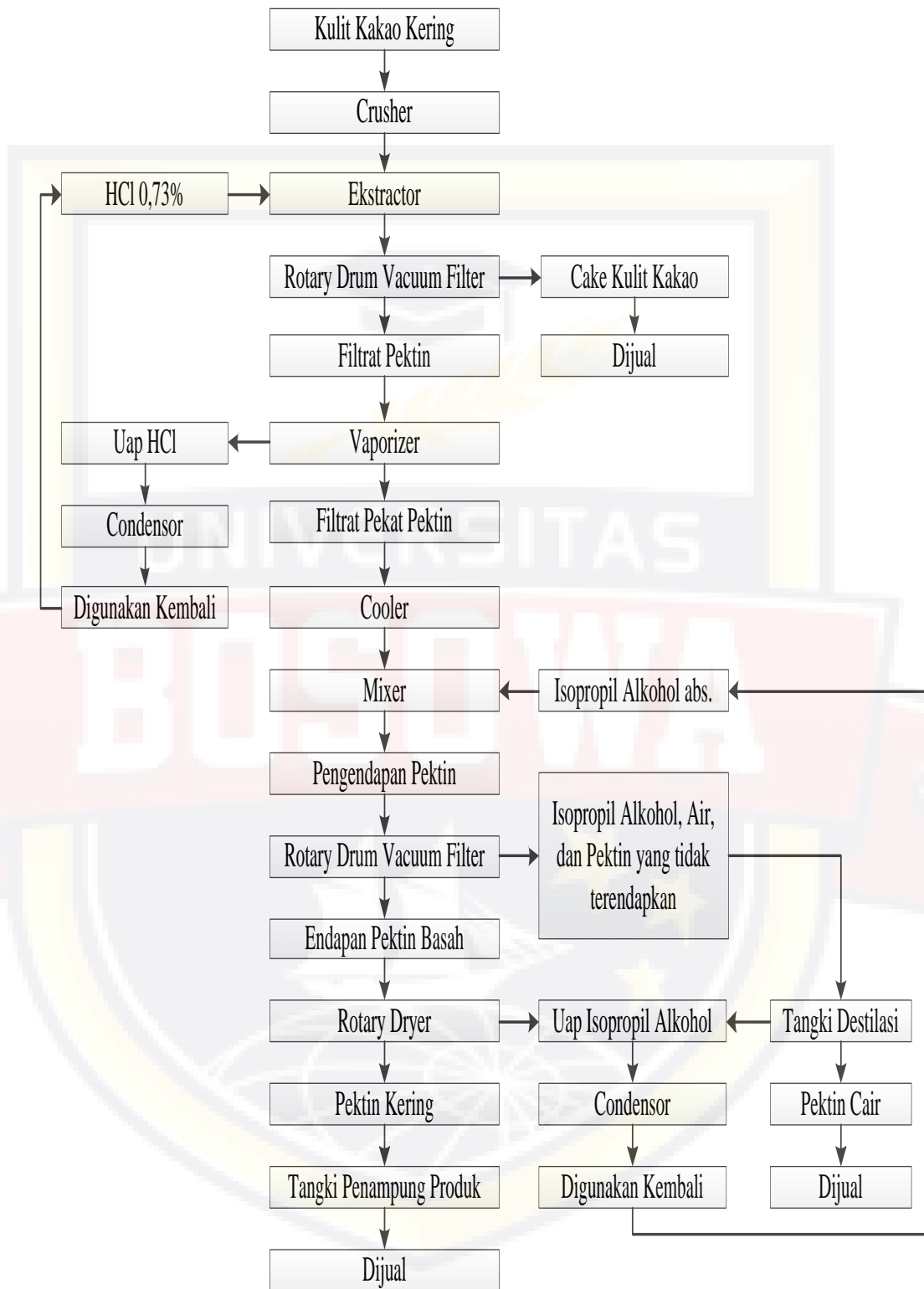
2.1.7 Proses Destilasi Campuran Isopropil Alkohol

Filtrat yang meninggalkan unit filtrasi ke – dua (RDVF-02) merupakan campuran dari isopropil alkohol dengan larutan pektin yang tidak terendapkan. Untuk mendapatkan cairan Isopropil Alkohol kembali, dilakukan proses destilasi sederhana pada campuran tersebut dengan kondisi operasi 85°C (titik didih isopropil alkohol), 1 atm, yang dilakukan di dalam tangki destilasi (TD). Produk atas dari tangki destilasi yang merupakan uap dari isopropil alkohol, diturunkan

suhunya dan diubah fasanya menjadi cair dengan melewatkannya pada sebuah kondensor (Cn-02) dan kemudian memompakannya kembali menuju tangki penyimpanan isopropil alkohol (T-04) untuk digunakan kembali dalam proses penggumpalan pektin selanjutnya.



2.2 Blok Diagram Proses Produksi Pektin dari Kulit Kakao



Gambar 2.1 Blok Diagram Proses Produksi Pektin dari Kulit Kakao

2.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.3.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. Kulit Buah Kakao

Bentuk : Padatan berwarna coklat kekuning-kuningan

Densitas : 1.467 kg/m^3

Titik didih : 159°C

Kapasitas Panas : $0,539 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$

(Riyadi, 2003)

2. Air

Rumus : H_2O

Berat molekul : $18,01 \text{ kg/kmol}$

Bentuk : Cair

Warna : Tidak berwarna

pH : ± 7

Titik didih : 100°C

Titik beku : 0°C

Tekanan kritis : 218 atm

Temperatur kritis : $374,2^\circ\text{C}$

Specific gravity : 1

Densitas uap : 1 g/cm^3

Viskositas : $0,2838 \text{ kg/m.s}$

(Perry, 1999)

3. Isopropil Alkohol

Rumus : $\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$

Titik didih : $82,3^\circ\text{C}$

Berat molekul : $60,10 \text{ g/gmol}$

Densitas : $0,7854 \text{ g/cm}^3$ (pada 20°C)

Spesifik *gravity* : 0,7864 (pada 20°C)

Tekanan Kritis : 4.764 kPa (pada 20°C)

Viskositas : $2,4 \text{ cP}$ (pada 20°C)

(Kirk & Othmer, 1983)

4. Asam Klorida

Rumus	: HCL
Densitas	: 1,18 g/cm ³
Berat molekul	: 36,46 g/mol
Titik didih	: 110°C
Spesifik <i>gravity</i>	: 1,2
Viskositas	: 1,9 mPa.s (pada 25°C)

(Perry, 1999)

2.3.2 Spesifikasi Produk

Pektin dari Kulit Kakao

Bentuk	: Bubuk berwarna putih kecoklatan
Golongan	: <i>High Methoxyl Pectin</i> (kadar metoksil tinggi)
Derajat jel (USA SAG)	: 150 ± 5
Derajat esterifikasi	: 67%
Kadar air	: 2%
Kadar galakturonat	: 70%
Kadar abu	: 2,1%
Densitas	: 1.526 kg/m ³
Spesifik <i>gravity</i>	: 0,65
Kapasitas panas	: 0,431kkal/kg.°C (pada 25°C)

(Riyadi, 2003)

BAB III
NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 6.000 ton/tahun

Waktu produksi : 330 hari/tahun

Rate produksi : $\frac{6.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} = 757,575 \text{ kg/jam}$

3.1 Neraca Massa Total Belt Conveyor (BC)

Tabel 3.1 Neraca Massa Total Belt Conveyor (BC)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Alur 1	Alur 2
Kulit Buah Kakao	7.629,699	7.629,699
Jumlah	7.629,699	7.629,699

3.2 Neraca Massa Total Crusher (CR)

Tabel 3.2 Neraca Massa Total Crusher (CR)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Alur 2	Alur 3
Kulit Buah Kakao	7.629,699	-
Serbuk Kulit Buah Kakao	-	7.629,699
Jumlah	7.629,699	7.629,699

3.3 Neraca Massa Total Screw Conveyor (SC-01)

Tabel 3.3 Neraca Massa Total Screw Conveyor (SC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Alur 3	Alur 4
Serbuk Kulit Buah Kakao	7.629,699	7.629,699
Jumlah	7.629,699	7.629,699

3.4 Neraca Massa Total Tangki Ekstraktor (EX)

Tabel 3.4 Neraca Massa Total Tangki Ekstraktor (EX)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 4	Alur 7	Alur 8
Pektin*	966,682	-	193,336
Pektin Terekstraksi	-	-	773,346
Air	381,485	37.870,014	38.251,499
Cake Kulit Kakao	6.281,532	-	6.281,532
HCl	-	278,484	278,484
Jumlah	7.629,699	38.148,498	45.778,197
	45.778,197		

3.5 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 1 (RDVF-01)

Tabel 3.5 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 1 (RDVF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 7	Alur 8	Alur 9
Pektin*	193,336	193,336	-
Pektin Terekstraksi	773,346	14,156	759,190
Air	38.251,499	700,177	37.551,322
Padatan	6.281,532	6.281,532	-
HCl	278,484	5,097	273,387
Jumlah	45.778,197	7.194,298	38.583,899
		45.778,197	

3.6 Neraca Massa Total Vaporizer (V)

Tabel 3.6 Neraca Massa Total Vaporizer (V)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 9	Alur 10	Alur 12
Pektin Terekstraksi	759,191	-	759,191
Air	37.551,322	18.638,968	18.912,354
HCl	273,386	273,386	-
Jumlah	38.583,899	18.912,354	19.671,545
		38.583,899	

3.7 Neraca Massa Total Mixer (M-01)

Tabel 3.7 Neraca Massa Total Mixer (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 13	Alur 14	Alur 15
Pektin**	-	-	15,184
Endapan pektin	759,191	-	744,007
Air	18.912,354	-	18.912,354
Isopropil alkohol	-	1.518,381	1.518,381
Jumlah	19.671,545	1.518,381	21.189,926
	21.189,926		

3.8 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 2 (RDVF-02)

Tabel 3.8 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 2 (RDVF-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 15	Alur 16	Alur 17
Pektin**	15,184	-	15,184
Endapan pektin	744,007	744,007	-
Air	18.912,354	76,467	18.835,887
Isopropil alkohol	1.518,381	6,139	1.512,242
Jumlah	21.189,926	826,613	20.363,313
		21.189,926	

3.9 Neraca Massa Total Tangki Destilasi (TD)

Tabel 3.9 Neraca Massa Total Tangki Destilasi (TD)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 17	Alur 18	Alur 19
Pektin**	15,184	15,184	-
Air	18.835,887	18.459,170	376,718
Isopropil alkohol	1.512,242	30,245	1.481,997
Jumlah	20.363,313	18.504,598	1.858,715
		20.363,313	

3.10 Neraca Massa Total Rotary Dryer (RD)

Tabel 3.10 Neraca Massa Total Rotary Dryer (RD)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 21	Alur 22	Alur 23
Endapan pektin	744,007	-	744,007
Air	76,466	61,283	15,183
Isopropil alkohol	6,139	6,139	-
Jumlah	826,612	67,422	759,190
		826,612	

- Total produk pektin = 759,190 kg/jam

$$= 759,190 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ ton}}{1.000 \text{ kg}} \times \frac{330 \text{ hari}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$$

$$= 6.000 \text{ ton/tahun}$$

Keterangan :

- Pektin* = Pektin yang tidak terekstraksi (masih berada di dalam cake kulit kakao).
- Pektin** = Pektin yang tidak terendapkan (masih berfasa cair).

BAB IV
NERACA PANAS

Hasil perhitungan neraca energi pada Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Pektin dari Kulit Kakao sebagai berikut,

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Satuan panas : kilokalori (kkal)

Suhu referensi : 25°C

4.1. Neraca Panas Tangki Ekstraktor (EX)

Tabel 4.1 Neraca Panas Total Tangki Ekstraktor (EX)

Komponen	Masuk (kkal/jam)			Keluar (kkal/jam)
	Alur 4	Alur 5	Alur 6	Alur 7
Pektin	2.083,202	-	-	18.748,815
Air	1.907,424	2.370,878	186.979,191	1.721.317,442
Cake Kulit Kakao	16.928,728	-	-	152.358,550
HCl	-	265,952	-	2.393,570
Jumlah	20.919,354	2.636,830	186.979,191	1.894.818,377
	210.535,375			
Panas steam	1.684.283,002			
Total	1.894.818,377			1.894.818,377

4.2. Neraca Panas Vaporizer (V)

Tabel 4.2 Neraca Panas Total Vaporizer (V)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)	
	Alur 9	Alur 10	Alur 12
Pektin	14.724,501	-	27.812,947
Air	1.689.809,498	1.584.312,266	1.607.550,119
HCl	2.349,757	4.438,430	-
Jumlah	1.706.883,756	1.588.750,696	1.635.363,066
		3.224.113,762	
Panas steam	1.517.230,006	-	
Total	3.224.113,762	3.224.113,762	

4.3. Neraca Panas Kondensor (Cn-01)

Tabel 4.3 Neraca Panas Total Kondensor (Cn-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
	Alur 10	Alur 11
Air	1.584.312,266	93.194,839
HCl	4.438,430	261,084
Jumlah	1.588.750,696	93.455,923
Panas Air Pendingin	-	1.495.294,773
Total	1.588.750,696	1.588.750,696

4.4. Neraca Panas Cooler (C-01)

Tabel 4.4 Neraca Panas Total Cooler (C-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
	Alur 12	Alur 13
Air	27.812,947	1.636,055
Pektin	1.607.550,119	94.561,772
Jumlah	1.635.363,066	96.197,827
Panas Air Pendingin	-	1.539.165,239
Total	1.635.363,066	1.635.363,066

4.5. Neraca Panas Tangki Destilasi (TD)

Tabel 4.5 Neraca Panas Total Tangki Destilasi (TD)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)	
	Alur 17	Alur 18	Alur 19
Pektin	32,721	392,653	-
Air	94.179,437	1.107.550,183	22.603,065
Isopropil Alkohol	4.627,461	1.110,591	54.418,937
Jumlah	98.839,619	1.109.053,427	77.022,002
		1.186.075,429	
Panas Steam	1.087.235,810	-	
Total	1.186.075,429	1.186.075,429	

4.6. Neraca Panas Kondensor (Cn-02)

Tabel 4.6 Neraca Panas Total Kondensor (Cn-02)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
	Alur 19	Alur 20
Air	22.603,065	1.883,589
Isopropil Alkohol	54.418,936	4.534,911
Jumlah	77.022,001	6.418,500
Panas Air Pendingin	-	70.603,501
Total	77.022,001	77.022,001

4.7. Neraca Panas Rotary Dryer (RD)

Tabel 4.7 Neraca Panas Total Rotary Dryer (RD)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)	
	Alur 21	Alur 22	Alur 24
Pektin	1.603,335	-	8.016,673
Air	382,334	2.144,907	379,595
Isopropil Alkohol	18,786	131,501	-
Jumlah	2.004,455	2.276,408	8.396,268
		10.672,676	
Panas udara Panas masuk	8.668,221	-	
Total	10.672,676	10.672,676	

4.8. Neraca Panas Kondensor (Cn-03)

Tabel 4.8 Neraca Panas Total Kondensor (Cn-03)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
	Alur 22	Alur 23
Air	2.144,907	306,415
Isopropil Alkohol	131,501	18,786
Jumlah	2.276,408	325,201
Panas Air Pendingin	-	1.951,207
Total	2.276,408	2.276,408

Dari perhitungan neraca panas pada lampiran perhitungan neraca panas diperoleh data sebagai berikut:

- Total kebutuhan steam : 35.359,7059 kg/jam
- Total kebutuhan air pendingin : 107.912,6769 kg/jam
- Total kebutuhan udara : 195,5155 kg/jam

BAB V

SPESIFIKASI ALAT PROSES

5.1 Gudang Bahan Baku (G)

Fungsi	: Sebagai tempat penyimpanan sementara bahan baku (kulit kakao).
Bentuk	: Prisma segi empat beraturan
Bahan konstruksi	: Beton
Kebutuhan	: 2 minggu
Kondisi Operasi	: 30 °C; 1 atm
Volume gudang	: 1211,5212 m ³
Volume kulit kakao	: 969,217 m ³
Ukuran	:
Panjang (P)	= 22,014 m
Lebar (L)	= 11,007 m
Tinggi (T)	= 5 m

5.2 Belt Conveyor (BC)

Fungsi	: Sebagai alat untuk memindahkan kulit kakao dari gudang ke crusher.
Jenis	: Flat Belt on Continous Flow
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Kondisi Operasi	: 30°C ; 1 atm
Jumlah alat	: 1 (satu) unit
Kapasitas alat	: 4577,8197 kg/jam
Kecepatan Belt	: 200 ft/menit
Tinggi Belt	: 14 in
Daya motor	: 2 hp

5.3 Crusher (CR)

Fungsi	: Sebagai alat untuk memotong atau memperkecil ukuran kulit kakao.
Jenis	: Rotary knife cutter
Kondisi operasi	: 30°C ; 1 atm
Laju alir bahan baku	: 7629,6995 kg/jam

Jumlah alat : 1 (satu) unit
Kapasitas alat : 9155,6394 kg/jam
Panjang Pisau : 21 cm
Bahan Konstruksi : Stainless Steel

Kecepatan Putaran : 920 rpm

Power : 5 Hp

Jumlah Cutter : 5 unit

5.4 Screw Conveyor 1 (SC – 01)

Fungsi : Sebagai alat pengangkut potongan kulit kakao dari crusher menuju tangki ekstraktor.

Jenis : Rotary Vane Feeder

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Kondisi operasi : 30°C ; 1 atm

Laju alir bahan baku : 7629,6995 kg/jam

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Kapasitas alat : 9155,6394 kg/jam

Diameter pipa : 2,5 in

Diameter shaft : 3 in

Diameter pengumpan : 12 in

Panjang maksimum : 75 ft

Pusat gantungan : 12 ft

Kecepatan motor : 55 rpm

Daya motor : 15 hp

5.5 Tangki HCl (TH-02)

Fungsi : Sebagai wadah penyimpanan larutan HCl

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Stainless Steel A – 283 – 54 grade C

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Kondisi operasi : 30°C ; 1 atm

Basis perhitungan : 30 hari masa penyimpanan larutan HCl

Densitas HCl : 1184 kg/m³

Volume HCl	: 169,3483 m ³
Massa HCl	: 200508,5042 kg
Volume tangki	: 203,218 m ³
Tinggi silinder	: 7,0875 m
Tinggi head	: 1,4175 m
Volume tutup	: 23,879 m ³

5.6 Pompa HCl (P-06)

Fungsi	: Untuk memompakan HCl dari tangki penyimpanan HCl ke tangki ekstraksi.
Bentuk	: Pompa Sentrifugal
Bahan konstruksi	: Commercial Steel
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi operasi	: 30°C ; 1 atm
Densitas HCl	: 1184 kg/m ³
Viskositas HCl	: 0,8871 cP
Jenis pipa	: Carbon steel, sch.40
Diameter nominal	: 0,5 in
Diameter dalam (ID)	: 0,622 in
Diameter luar (OD)	: 0,84 in
Luas penampang (A _i)	: 0,00211 ft ²
Daya pompa	: 1 hp

5.7 Tangki Ekstraktor (EX)

Fungsi	: Sebagai tempat ekstraksi kulit kakao
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk ellipsoidal
Bahan konstruksi	: Stainless Steel
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi operasi	: 90°C ; 1 atm
Basis perhitungan	: 1 jam
Densitas (ρ)	: 1076,307 kg/m ³
Volume tangki	: 51,0391 m ³
Tinggi silinder	: 4,475 m

Tinggi head	: 0,895 m
Volume tutup	: 6,01 m ³
Tinggi total tangki	: 5,37 m
Jenis pengaduk	: flat 6 blade turbin impeller
Jumlah baffle	: 4 unit
Daya motor penggerak	: 46 hp
Tinggi jaket	: 4,475 m
Temperatur steam (T _s)	: 150°C
Densitas steam (ρ _s)	: 943,37 kg/m ³
Volume steam	: 3,166 m ³
Diameter luar jaket	: 3,77 m
Tebal jaket	: 7,48 in

5.8 Pompa Ekstraktor (P-01)

Fungsi	: Untuk memompakan bubur kulit kakao dari tangki ekstraksi ke RDVF - 01
Bentuk	: Pompa Sentrifugal
Bahan Konstruksi	: Commercial steel
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi operasi	: 90°C ; 1 atm
Densitas campuran	: 1076,307 kg/m ³
Viskositas campuran	: 0,446449 cP
Jenis pipa	: Carbon steel, sch.40
Diameter nominal	: 5 in
Diameter dalam (ID)	: 5,047 in
Diameter luar (OD)	: 5,563 in
Luas penampang (A _i)	: 0,139 ft ²
Daya pompa	: 1 hp

5.9 Rotary Drum Vacuum Filter 1 (RDVF – 01)

Fungsi	: Sebagai alat untuk memisahkan filtrat pektin dengan cake kulit kakao.
Kondisi operasi	: 70°C ; 1 atm
Jenis	: Pompa Sentrifugal

Bahan konstruksi	: Commercial Steel
Jumlah	: 1 (satu) unit
Laju alir filtrat	: 0,2644 gal/menit.ft ²
Kapasitas filtrat	: 3420,3555 lb/ft ² /hari

5.10 Bak Penampung Cake (BP)

Fungsi	: Untuk menampung refinat dari RDVF – 220
Tipe	: Bak persegi empat terbuat dari beton
Laju refinat	: 7194,298 kg/jam
Waktu tinggal	: 1 hari
Tinggi bak penampung	: 3 m
Panjang bak	: 12,328 m
Volume bak	: 192,507 m ³

5.11 Pompa Filtrat (P-02)

Fungsi	: Untuk memompakan bubur kulit kakao dari tangki ekstraksi ke evaporator.
Bentuk	: Pompa Sentrifugal
Bahan konstruksi	: Commercial Steel
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi operasi	: 70°C ; 1 atm
Densitas	: 1011,653 kg/jam
Viskositas	: 0,557241 cP
Jenis pipa	: Carbon steel, sch.40
Diameter nominal	: 4 in
Diameter dalam (ID)	: 4,026 in
Diameter luar (OD)	: 4,5 in
Luas penampang (A _i)	: 0,0884 ft ²
Daya pompa	: 1 hp

5.12 Vaporizer (V)

Fungsi	: Menguapkan HCl dan sebagian air yang terkandung dalam filtrat pektin.
Jenis	: Single vaporizer, falling film

Bahan	: Stainless Steel type 316
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi Operasi	: 110°C
Tekanan	: 1 atm
Jumlah tube	: 117 unit

5.13 Kondensor (Cn-01)

Fungsi	: Menurunkan suhu dan mengubah fasa produk atas Vaporizer dari fasa uap ke fasa cair.
Jenis	: 1 – 2 shell and tube
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	: 110°C ; 1 atm
Luas permukaan	: 1354,308 ft ²
Panjang	: 20 ft
Jumlah tube	: 262 unit

5.14 Pompa Produk Atas Vaporizer (P-08)

Fungsi	: Sebagai alat untuk memompakan produk atas vaporizer ke tangki penyimpanan.
Bentuk	: Pompa Sentrifugal
Bahan Konstruksi	: Commercial Steel
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi Operasi	: 30°C ; 1 atm
Densitas larutan HCl	: 1002,6414 kg/m ³
Viskositas larutan HCl	: 0,5532 cP
Jenis pipa	: Carbon steel, sch.40
Diameter nominal	: 5 in
Diameter dalam (ID)	: 5,047 in
Diameter luar (OD)	: 5,563 in
Luas penampang (A _i)	: 0,139 ft ²
Daya Pompa	: 7 hp

5.15 Tangki Produk Atas Vaporizer (T-03)

Fungsi	: Sebagai wadah penyimpanan produk atas vaporizer.
--------	--

Bentuk	: Silinder tegak dengan alas datar dan tutup ellipsoidal.
Bahan Konstruksi	: Stainless Steel A – 283 – 54 grade C
Jumlah Alat	: 1 (satu) unit
Kondisi Operasi	: 30°C ; 1 atm
Basis Perhitungan	: 30 hari masa penyimpanan larutan
Densitas larutan (ρ)	: 1002,641 kg.m ³
Volume larutan (V_l)	: 13581,0276 m ³
Volume tangki	: 16297,2331 m ³
Tinggi silinder	: 30,59 m
Tinggi tutup	: 6,118 m
Tebal tangki	: 1 in

5.16 Pompa Produk Bawah Vaporizer (P-03)

Fungsi	: Sebagai tempat memompakan larutan pektin dari Vaporizer ke Cooler.
Bentuk	: Pompa Sentrifugal
Bahan Konstruksi	: Commercial Steel
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi Operasi	: 90°C ; 1 atm
Densitas larutan	: 1020,4 kg/m ³
Viskositas larutan	: 0,561 cP
Jenis pipa	: Carbon steel, sch.40
Diameter nominal	: 3 in
Diameter dalam (ID)	: 3,068 in
Diameter luar (OD)	: 3,5 in
Luas penampang (A_i)	: 0,0513 ft ²
Daya pompa	: 1 hp

5.17 Cooler (C-01)

Fungsi	: Menurunkan suhu produk bawah Vaporizer.
Jenis	: 1-2 shell and tube
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi Operasi	: 110°C ; 1 atm

Luas Permukaan : 1027,578 ft²

5.18 Pompa Keluaran Cooler (P-04)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan larutan pektin yang telah didinginkan menuju ke mixer.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 90°C ; 1 atm

Densitas : 1020,3 kg/m³

Viskositas : 0,561 cP

Jenis pipa : Carbon steel, sch.40

Diameter nominal : 3 in

Diameter dalam (ID) : 3,068 in

Diameter luar (OD) : 3,5 in

Luas penampang (A_i) : 0,0513 ft²

Daya pompa : 1 hp

5.19 Tangki Isopropil Alkohol (T-04)

Fungsi : Sebagai wadah larutan Isopropil Alkohol.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup ellipsoidal.

Bahan Konstruksi : Stainless Steel A – 283 – 54 grade C

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Basis Perhitungan : 30 hari masa penyimpanan Isopropil Alkohol

Volume tangki : 1669,059 m³

Tinggi silinder : 14,313 m

Tinggi total tangki : 17,176 m

Tinggi tutup : 2,863 m

5.20 Pompa Isopropil Alkohol (P-10)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan Isopropil Alkohol menuju Mixer.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi	: Commercial Steel
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi Operasi	: 90°C ; 1 atm
Densitas larutan	: 786 kg/m ³
Viskositas larutan	: 2,43 cP
Jenis pipa	: Carbon steel, sch.40
Diameter nominal	: 1 in
Diameter dalam (ID)	: 1,049 in
Diameter luar (OD)	: 1,315 in
Luas penampang (A _i)	: 0,0060 ft ²
Daya pompa	: 1 hp

5.21 Mixer (M-01)

Fungsi	: Sebagai tempat mencampur larutan pektin dengan larutan pengendap (Isopropil Alkohol).
Bentuk	: Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal
Bahan Konstruksi	: Stainless Steel
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi Operasi	: 30°C ; 1 atm
Waktu Tinggal	: 2 jam
Volume campuran	: 42,232 m ³
Volume tangki	: 50,678 m ³
Diameter silinder	: 3,278 m
Tinggi tutup	: 0,819 m
Tinggi tangki	: 4,096 m
Tinggi cairan dalam tangki	: 3,413 m
Daya motor penggerak	: 10 hp

5.22 Pompa (P-05)

Fungsi	: Sebagai alat untuk memompakan campuran dari mixer menuju unit filtrasi RDVF – 02.
Bentuk	: Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel
 Jumlah : 1 (satu) unit
 Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm
 Densitas larutan : 1003,534 kg/m³
 Viskositas larutan : 0,5517 cP
 Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
 Diameter nominal : 3 in
 Diameter dalam (ID) : 3,068 in
 Diameter luar (OD) : 3,5 in
 Luas penampang (A_i) : 0,0513 ft²
 Daya pompa : 1 hp

5.23 Rotary Drum Vacuum Filter 2 (RDVF – 02)

Fungsi : Sebagai alat untuk memisahkan endapan pektin dengan larutan pengendap dan air.

Jenis : Pompa Sentrifugal
 Bahan Konstruksi : Commercial Steel
 Jumlah : 1 (satu) unit
 Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm
 Laju alir filtrat : 0,147 gal/menit.ft²
 Kapasitas filtrat : 1772,109 lb/ft².hari
 Panjang drum : 16 ft
 Diameter drum : 12 ft
 Luas permukaan : 608 ft²

5.24 Screw Conveyor 2 (SC – 02)

Fungsi : Sebagai alat pengangkut endapan pektin ke rotary dryer.

Jenis : Rotary Vane Feeder
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel
 Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm
 Jumlah : 1 (satu) unit
 Kapasitas alat : 991,935 kg/jam
 Laju alir bahan baku : 826,6128 kg/jam

5.25 Rotary Dryer (RD)

Fungsi	: Untuk mengurangi kadar air pada produk pektin.
Jenis	: Counter Current Rotary Dryer
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA – 283 grade C
Jumlah	: 1 (satu) unit
Kondisi operasi	: 30°C ; 1 atm
Laju umpan masuk	: 826,6128 kg/jam
Laju alir produk	: 759,1905 kg/jam
Volume dryer	: 14,259 ft ³
Putaran dryer	: 31,846 rpm.ft
Luas permukaan dryer:	34,443 ft ²

5.26 Blower (B)

Fungsi	: Menghembuskan udara ke rotary dryer
Jenis	: Blower sentrifugal
Bahan Konstruksi	: Carbon steel
Kondisi Operasi	: 30°C ; 1 atm
Jumlah alat	: 1 (satu) unit
Laju alir udara	: 431,037 lb/jam
Densitas udara	: 0,071 lb/ft ³
Kerja blower	: 29,2746 J/kg
Brake horse power (BHP)	: 1 hp

5.27 Screw Conveyor 3 (SC – 03)

Fungsi	: Sebagai alat pengangkut padatan pektin dari rotary dryer menuju ke tangki penampungan produk.
Jenis	: Rotary Vane Feeder
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel
Kondisi Operasi	: 30°C ; 1 atm
Jumlah alat	: 1 (satu) unit
Laju alir bahan baku	: 759,1905 kg/jam
Kapasitas alat	: 911,028 kg/jam
Daya motor	: 2 hp

5.28 Tangki Penyimpanan Produk (T-01)

Fungsi : Sebagai tempat untuk menampung produk akhir.

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dished head dan tutup bawah konis.

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Kondisi operasi : 30°C ; 1 atm

Laju bahan masuk : 759,1905 kg/jam

Densitas : 1343 kg/m³

Volume tangki : 113,962 m³

Luas penampang silinder : 13,656 m²

Tebal silinder : 2 in

Tebal dished head : 2 in

Tinggi dished head : 1,486 m

Tebal konis : 0,053 m

Tinggi konis : 2,135 m

Tinggi total tangki : 9,877 m

5.29 Pompa Filtrat (P-12)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan filtrat RDVF-02 menuju ke tangki destilasi.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Densitas : 984,4 kg/m³

Viskositas : 0,5409 cP

Jenis pipa : Carbon steel, sch.40

Diameter nominal : 3 in

Diameter dalam (ID) : 3,068 in

Diameter luar (OD) : 3,5 in

Luas penampang (A_i) : 0,0513 ft²

Daya pompa : 1 hp

5.30 Tangki Destilasi (TD)

Fungsi : Sebagai alat untuk memisahkan Isopropil Alkohol dari campuran filtrat RDVF – 02.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk elipsoidal.

Bahan Konstruksi : Stainlees Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 85°C ; 1 atm

Basis Perhitungan : 1 jam

Massa : 20363,3133 kg

Densitas : 984,4 kg/m³

Volume : 20,686 m³

Volume tangki : 24,823 m³

Tinggi tangki : 4,224 m

5.31 Kondensor (Cn-02)

Fungsi : Menurunkan suhu dan mengubah fasa produk atas tangki destilasi dari fasa uap ke fasa cair.

Jenis : 1 – 2 shell and tube

Jumlah : 1 unit

Fluida panas : Larutan HCl

Fluida dingin : Air pendingin

Luas permukaan : 94,679 ft²

5.32 Pompa (P-09)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan kondensat dari Cn-02 menuju ke tangki T-04.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 85°C ; 1 atm

Densitas : 829,1 kg/m³

Viskositas : 0,463 cP

Jenis pipa : Carbon steel, sch.40

Diameter nominal : 1 in
Diameter dalam (ID) : 1,049 in
Diameter luar (OD) : 1,315 in
Luas penampang (A_i) : 0,0060 ft²

Daya pompa : 1 hp

5.33 Kondensor (Cn-03)

Fungsi : Menurunkan suhu dan mengubah fasa produk atas rotary dryer.
Jenis : DPHE
Jumlah : 1 (satu) unit
Kondisi operasi : 60°C ; 1 atm
Panas yang dilepas : 1951,2067 kkal/jam
Luas permukaan : 39,808 ft²
Ukuran DPHE : 2 by 1 $\frac{1}{4}$ IPS

6.34 Pompa (P-11)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan kondensat dari Cn-03 menuju ke tangki T-05.
Bentuk : Pompa Sentrifugal
Bahan Konstruksi : Commercial Steel
Jumlah : 1 (satu) unit
Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm
Densitas : 980,5 kg/m³
Viskositas : 0,538 cP
Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
Diameter nominal : 0,125 in
Diameter dalam (ID) : 0,269 in
Diameter luar (OD) : 0,405 in
Luas penampang (A_i) : 0,00040 ft²
Daya pompa : 1 hp

5.35 Tangki Buangan Rotary Dryer (T-05)

Fungsi : Sebagai wadah penampungan kondensat buangan dari rotary dryer selama 30 hari.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan Konstruksi : Stainless Steel A – 283 – 54 grade C

Jumlah alat : 1 (satu) unit

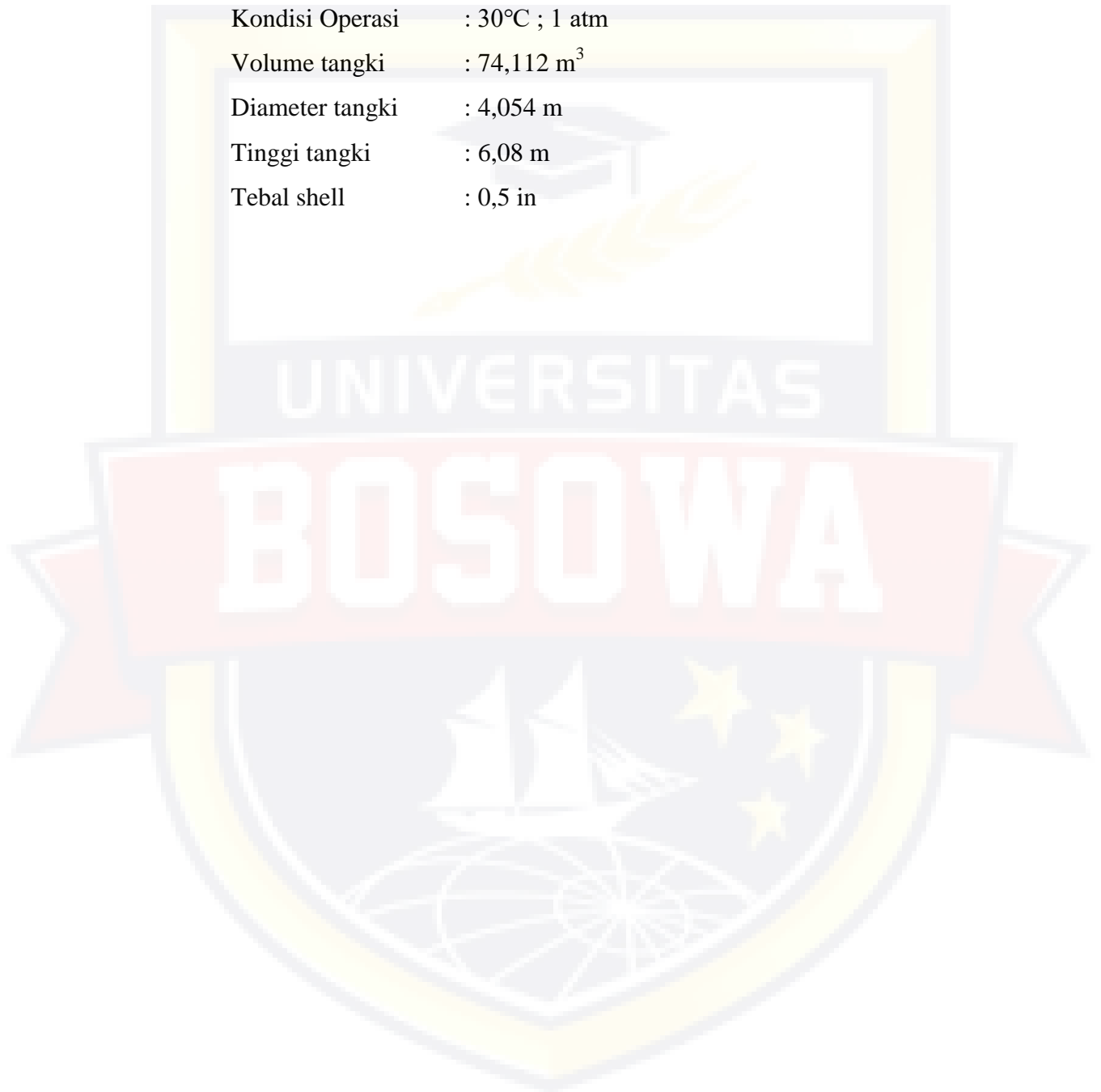
Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Volume tangki : 74,112 m³

Diameter tangki : 4,054 m

Tinggi tangki : 6,08 m

Tebal shell : 0,5 in



BAB VI UTILITAS

Utilitas merupakan salah satu bagian penting untuk menunjang proses yang sedang berlangsung didalam suatu pabrik. Saat berlangsungnya proses produksi, pabrik memerlukan bahan baku, bahan penolong serta bahan penunjang seperti steam, listrik, air, bahan bakar, dan lain sebagainya. Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pada pabrik pembuatan pektin dari kulit kakao meliputi :

1. Kebutuhan steam,
2. Kebutuhan air,
3. Kebutuhan listrik,
4. Kebutuhan bahan bakar,
5. Unit pengolahan limbah.

6.1 Kebutuhan Steam

Kebutuhan steam pada pabrik pembuatan pektin dari kulit buah kakao adalah sebagai berikut :

Tabel 6.1 Total kebutuhan steam yang diperlukan pada Pabrik Pektin dari Kulit Kakao

Unit	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Tangki Ekstraksi (EX)	2.987,0588
Vaporizer (V)	27.077,4705
Tangki Destilasi (TD)	5.279,8036
Rotary Dryer (RD)	15,3730
Total	35.359,7059

Tambahan untuk kebocoran dan lain-lain diambil 10% dan faktor keamanan diambil sebesar 10% (Perry and Green, 1997)

Total steam yang harus dihasilkan oleh boiler

$$= (1+0,2) \times 35.359,7059 \text{ kg/jam} = 42.431,6470 \text{ kg/jam}$$

Diperkirakan 80% kondensat dapat digunakan kembali.

$$\begin{aligned} \text{Kondensat yang dapat digunakan kembali} &= 80\% \times 42.431,6470 \text{ kg/jam} \\ &= 33.945,3176 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan air tambahan untuk boiler} = 20\% \times 42.431,647 \text{ kg/jam}$$

$$= 8.486,3294 \text{ kg/jam}$$

6.2 Kebutuhan air

Kebutuhan air pada pabrik pembuatan pektin dari kulit kakao ini mencakup kebutuhan air umpan boiler, air pendingin, air proses, laboratorium, dan domestik. Dengan perincian sebagai berikut :

1. Kebutuhan umpan boiler = 42.431,6470 kg/jam
2. Kebutuhan air pendingin = 107.912,6769 kg/jam

Tabel 6.2 Total kebutuhan air pendingin yang diperlukan pada Pabrik Pektin dari Kulit Kakao

Unit	Kebutuhan Air Pendingin (kg/jam)
Kondensor (Cn-01)	67.697,9442
Cooler (C-01)	36.646,7914
Kondensor (Cn-02)	3.209,2501
Kondensor (Cn-03)	88,6912
Total	107.912,6769

3. Kebutuhan air proses = 39.602,870 kg/jam
4. Kebutuhan air domestik (keperluan air karyawan, perkantoran, kantin, dan lain-lain) diperkirakan 6 kg/jam per orang (Vickers, 2001)
 = 160 karyawan × 6 kg/jam.karyawan = 960 kg/jam
5. Kebutuhan air untuk laboratorium diperkirakan 1,5 gpm. (Amon, 2005)
 = 1,5 galon/menit × 1,785 liter/galon × 60 menit/jam × 1 kg/liter
 = 340,69 kg/jam

Total kebutuhan air untuk pabrik adalah :

$$= 42.431,647 \text{ kg/jam} + 107.912,6769 \text{ kg/jam} + 39.602,870 \text{ kg/jam} + 960 \text{ kg/jam} + 340,69 \text{ kg/jam}$$

$$= 191.247,8839 \text{ kg/jam}$$

Air yang telah digunakan sebagai air pendingin dapat digunakan kembali setelah didinginkan pada cooling water dengan menganggap terjadinya kehilangan air selama proses sirkulasi sebesar 20%, yaitu :

$$= 20\% \times \text{kebutuhan air pendingin}$$

$$= 20\% \times 107.912,6769 \text{ kg/jam}$$

$$= 21.582,535 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air pendingin bekas yang dapat digunakan kembali :

$$= 107.912,6769 \text{ kg/jam} - 21.582,535 \text{ kg/jam}$$

$$= 86.330,141 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air yang harus ditambahkan dari menara air untuk dijadikan tambahan steam, air pendingin dan air domestik adalah :

$$= \text{total air} - (\text{recycle (kondensat} + \text{air pendingin bekas)})$$

$$= 191.247,884 \text{ kg/jam} - (33.945,317 + 86.330,141) \text{ kg/jam}$$

$$= 70.972,426 \text{ kg/jam}$$

Untuk faktor keamanan pada waktu pemompaan air sungai ditambahkan sebanyak 10% dari jumlah air yang dipompakan. Maka banyak air yang dipompakan dari sungai adalah:

$$= (1+0,1) \times 70.972,426 \text{ kg/jam}$$

$$= 78.069,668 \text{ kg/jam}$$

Sumber air untuk pabrik ini adalah air sungai. Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, dibangun fasilitas berupa bak penampung air (water intake) yang juga merupakan tempat penampung awal air sungai. Pengolahan air ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air. Selanjutnya air dipompakan ke lokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluan. Pengolahan air di pabrik ini terdiri dari beberapa tahap yaitu :

1. Penyaringan awal (screening)
2. Klasifikasi
3. Filtrasi
4. Demineralisasi
5. Deaerasi

6.2.1 Penyaringan Awal (Screening)

Screening merupakan tahap awal dari pengolahan air. Pada screening partikel- partikel padat yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang kecil akan terikat bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya.

6.2.2 Klarifikasi

Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan didalam air. Air dari screening dialirkan ke dalam clarifier setelah diinjeksikan larutan alum, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ yang berfungsi sebagai koagulan dan soda abu Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai penetral pH. Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok-flok yang akan mengendap ke dasar clarifier secara gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (overflow) dan selanjutnya masuk ke penyaringan pasir (sand filter) untuk melewati tahap penyaringan.

Pada *turbidity* 5-30 NTU pemakaian alum umumnya rata-rata 30 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah. Berdasarkan alkalinitas diketahui bahwa 1 mg/liter alum bereaksi dengan 0,5 mg/liter alkalinitas air dengan perbandingan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 : \text{Na}_2\text{CO}_3$

= 1 : 0,54 (*The American Water Works Association*, 1971).

- Total air yang dipompa dari sungai = 78.069,668 kg/jam
- Pemakaian larutan alum = 30 ppm
- Pemakaian soda abu = 0,54 ppm
- Larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ yang dibutuhkan = $30 \times 10^{-6} \times 78.069,668$ kg/jam
= 2,342 kg/jam
- Larutan soda abu yang dibutuhkan = $0,54 \times 10^{-6} \times 78.069,668$ kg/jam
= 0,042 kg/jam

6.2.3 Filtrasi

Proses filtrasi dilakukan dengan menggunakan penyaringan pasir (sand filter). *Sand filter* ini berfungsi untuk menyaring kotoran atau flok yang masih terkandung atau tertinggal di dalam air. *Sand filter* yang digunakan terdiri dari 3 lapisan, yaitu :

1. Lapisan I terdiri dari Antrasit, setinggi 24 in. = 60,96 cm
 2. Lapisan II terdiri dari Pasir Hijau, setinggi 12 in. = 30,48 cm
 3. Lapisan III terdiri dari Garnet, tinggi 7 in. = 17,78 cm
- Total tinggi lapisan = 24 + 12 + 7 = 43 in = 3,583 ft

Pada bagian bawah *sand filter* dilengkapi dengan *strainer* agar air menembus celah-celah pasir secara merata. Daya saring *sand filter* akan berkurang sehingga diperlukan pencucian (*back wash*) secara berkala. Dari

penyaringan ini, air dipompakan ke menara air sebelum didistribusikan ke berbagai pemakaian air. (Eckenfelder, 2008)

Untuk air domestik dilakukan proses klorinasi yaitu mereaksikan air dengan klorin untuk membunuh kuman-kuman di dalam air agar kualitas air dapat memenuhi standar nasional air minum yang telah ditetapkan Pemerintah melalui Departemen Kesehatan. Pada umumnya, klorin yang digunakan biasanya dalam bentuk kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$). Berikut adalah perkiraan kebutuhan klorin dalam proses klorinasi dengan klorin berbentuk kaporit.

Kebutuhan air domestik = 960 kg/jam

Kaporit yang direncanakan mengandung klorin 30 %

Kebutuhan klorin = 2 ppm dari berat air

Kebutuhan kaporit = $\frac{960 \text{ kg/jam}}{0,3} \times 2 \times 10^{-6} = 0,0064 \text{ kg/jam}$

6.2.4 Demineralisasi

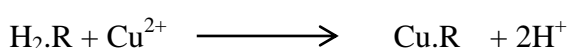
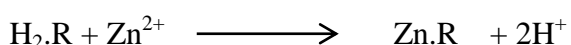
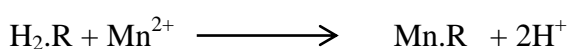
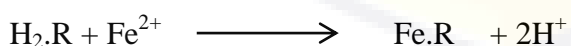
Air untuk umpan *boiler* harus air murni dan bebas dari garam terlarut, untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi dengan langkah-langkah sebagai berikut :

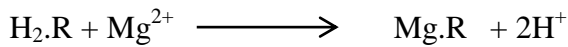
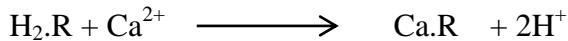
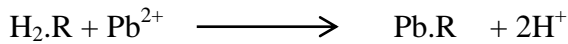
- Menghilangkan kation-kation Hg^{2+} , Ba^{2+} , Fe^{2+} , Cd^{2+} , Mn^{2+} , Zn^{2+} , Cu^{2+} , Pb^{2+} , Ca^{2+} , Mg^{2+}
- Menghilangkan anion-anion F^- , Cl^- , N_2^- , NO_3^{2-} , SeO_4^{2-} , CN^- , SO_4^- , HAsO_4^-

Alat demineralisasi dibagi atas alat penukaran kation dan alat penukaran anion.

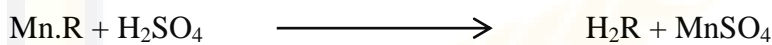
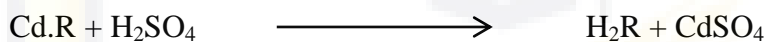
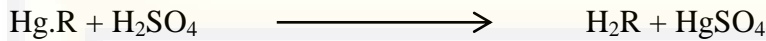
a. Penukaran kation (Cation Exchanger)

Berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesdahan yang dipakai. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation-kation yang larut dalam air dengan kation Hidrogen dan resin. Resin yang digunakan bersifat asam dengan merek Amberlite IR-20 (Lorch, 1981) Reaksi yang terjadi :





Untuk regenerasi resin agar aktif kembali, digunakan H_2SO_4 dengan reaksi sebagai berikut :



Perhitungan kesadahan kation :

Air yang diolah adalah air yang akan digunakan untuk kepentingan air proses dan umpan *boiler*.

$$\text{Laju massa air yang akan diolah (m)} = 82.034,517 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 997,08 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume air (V}_{\text{air}}) = \frac{m}{\rho} = 82,275 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 82,275 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$$

$$= 521.630,082 \text{ gal/hari}$$

Total keasadahan kation :

$$= 0,001+0,1+0,028+0,001+0,028+0,008+0,03+0,01+200+100 = 300,206 \text{ mg/L}$$

$$= 17,537 \text{ grain/gal}$$

Kesadahan air :

$$= 521.630,082 \text{ gal/hari} \times 17,537 \text{ grain/gal} \times \frac{1 \text{ grain}}{1.000 \text{ grain}} = 9.147,827 \text{ grain/hari}$$

Digunakan ion-exchanger I unit dengan service flow maksimum 300 gal/menit. Dari Tabel 12.4 Nalco Water Treatment, 1998, diperoleh data-data sebagai berikut :

Diameter tangki = 8 ft

Luas permukaan (A) = 50,3 ft²

Resin yang digunakan adalah resin Ambarlite IR-120. Resin tang digunakan memiliki Exchanger Capacity (EC) sebesar 17,8 grain/ft³. EC adalah kemampuan penukar ion (ion exchanger) untuk menukar ion yang ada pada air yang melewatinya.

$$\text{Kebutuhan resin} = \frac{9.147,827 \text{ grain/hari}}{17,8 \text{ grain/ft}^3} = 513,923 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\text{Tinggi resin (h)} = \frac{513,923 \text{ ft}^3/\text{hari}}{50,3 \text{ ft}^3} = 10,217 \text{ ft}$$

Regenerasi :

$$\begin{aligned} \text{Volume resin (V)} &= h \times A \\ &= 10,217 \text{ ft} \times 50,3 \text{ ft}^2 = 513,923 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Siklus regenerasi (t)} &= \frac{\text{Volume resin} \times \text{EC}}{\text{total kesadahan air}} \\ &= \frac{513,923 \text{ ft}^3 \times 17,8 \text{ grain/ft}^3}{9.147,827 \text{ grain/hari}} \\ &= 1 \text{ hari} = 24 \text{ jam} \end{aligned}$$

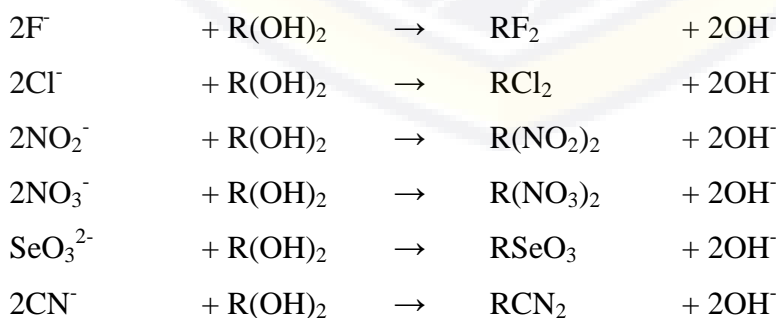
Sebagai regenerasi digunakan H₂SO₄. Dimana pemakaiannya sebanyak 12 lb H₂SO₄/ft³ untuk setiap regenerasi. (Nalco,1998)

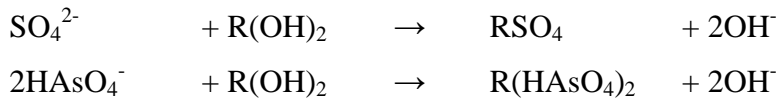
$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan H}_2\text{SO}_4 &= \frac{\text{total kesadahan air} \times \text{kapasitas regenerasi}}{\text{EC}} \\ &= \frac{9.147,827 \frac{\text{grain}}{\text{hari}} \times 12 \text{ lb/ft}^3}{17,8 \text{ grain/ft}^3} \\ &= 6.167,074 \text{ lb/hari} = 116,555 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Penukaran Anion (Anion Exchanger)

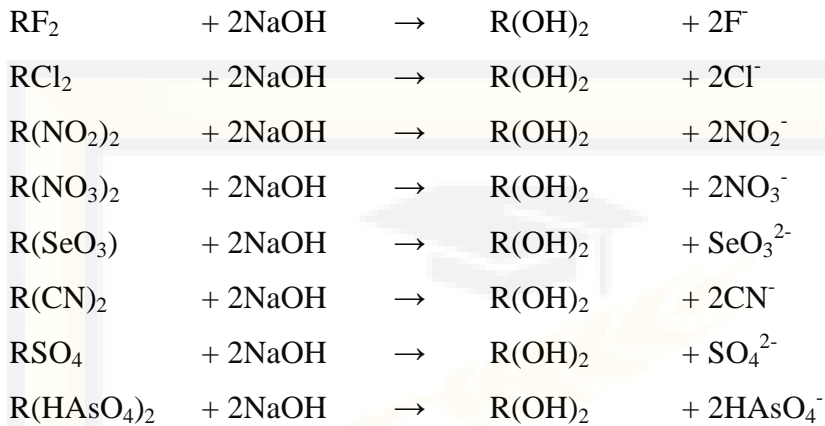
Berfungsi untuk mengikat anion-anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroksida dan resin. Resin yang digunakan merek R-Dowex.

Reaksi yang terjadi :





Untuk regenerasi resin digunakan larutan NaOH dengan reaksi sebagai berikut :



Perhitungan kesadahan anion :

Laju massa air yang akan diolah (m) = 82.034,517 kg/jam

Densitas air = 997,08 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Volume air (V}_{\text{air}}) &= \frac{m}{\rho} = 82,275 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 60,13 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= 521.630,082 \text{ gal/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan anion} &= 0,001+60+0,028+0,074+0,005+0,001+42 \\ &= 102,109 \text{ mg/L} = 5,9649 \text{ grain/gal} \end{aligned}$$

Kesadahan air

$$\begin{aligned} &= 521.630,082 \frac{\text{gal}}{\text{hari}} \times 5,9649 \frac{\text{grain}}{\text{gal}} \times \frac{1 \text{ grain}}{1.000 \text{ grain}} \\ &= 3.350,067 \text{ grain/hari} \end{aligned}$$

Digunakan ion-exchanger I unit dengan service flow maksimum 300 gal/menit.

Dari Tabel 12.4 *Nalco Water Treatment*, 1998, diperoleh data-data sebagai berikut:

Diameter tangki = 8 ft

Luas permukaan (A) = 50,3 ft

Resin yang digunakan adalah resin merek R-Dowex. Resin yang digunakan memiliki *Exchanger Capacity* (EC) 75 grain/ft³. EC adalah kemampuan penukar ion (*ion exchanger*) untuk menukar ion yang ada pada air yang melewatinya.

$$\text{Kebutuhan resin} = \frac{3.350,067 \text{ grain/hari}}{75 \text{ grain/ft}^3} = 44,667 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\text{Tinggi resin (h)} = \frac{44,667 \text{ ft}^3/\text{hari}}{50,3 \text{ ft}^3} = 0,888 \text{ ft}$$

Regenerasi :

$$\begin{aligned} \text{Volume resin (V)} &= h \times A \\ &= 0,888 \text{ ft} \times 50,3 \text{ ft}^2 = 44,666 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Siklus regenerasi (t)} &= \frac{\text{Volume resin} \times \text{EC}}{\text{total kesadahan air}} \\ &= \frac{44,666 \text{ ft}^3 \times 75 \text{ grain/ft}^3}{3.350,067 \text{ grain/hari}} \\ &= 1 \text{ hari} = 24 \text{ jam} \end{aligned}$$

Sebagai regenerasi digunakan H₂SO₄. Dimana pemakaiannya sebanyak 4,8 lb NaOH/ft³ untuk setiap regenerasi. (Nalco,1998)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan NaOH} &= \frac{\text{total kesadahan air} \times \text{kapasitas regenerasi}}{\text{EC}} \\ &= \frac{3.350,067 \frac{\text{grain}}{\text{hari}} \times 4,8 \text{ lb/ft}^3}{75 \text{ grain/ft}^3} \\ &= 214,404 \text{ lb/hari} = 4,052 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

6.2.5 Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan gas-gas yang terlarut dalam air umpan boiler seperti O₂ dan CO₂. Hal ini dilakukan karena O₂ dapat menimbulkan korosi pada boiler terutama pada temperatur tinggi dan CO₂ juga merupakan gas yang korosif. Untuk tujuan ini air umpan boiler perlu dilewatkan ke sistem deaerator.

Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 90 °C sehingga gas-gas terlarut dalam air dapat dihilangkan. Pemanasan ini juga berfungsi untuk memecah perbedaan suhu yang besar dengan air umpan sehingga beban boiler dapat dikurangi.

6.3 Kebutuhan Listrik

Perkiraan kebutuhan listrik diperkirakan sebagai berikut :

Tabel 6.3 Perincian Kebutuhan Listrik pada Unit Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Alat	Jumlah Daya (hp)
1	Belt Conveyor	BC – 112	1	2
2	Crusher	SR – 110	1	5
3	Screw Conveyor	SC – 113	1	15

4	Pompa	J – 212	1	1
5	Tangki Ekstraksi	EX – 210	1	46
6	Pompa	J – 221	1	1
7	Rotary Drum Vacuum Filter	RDVF – 220	1	4
8	Pompa	J – 311	1	1
9	Pompa	J – 313	1	7
10	Pompa	J – 315	1	1
11	Pompa	J – 321	1	1
12	Pompa	J – 322	1	1
13	Mixer	M – 320	1	17
14	Pompa	J – 331	1	1
15	Rotary Drum Vacuum Filter	RDVF – 330	1	4
16	Screw Conveyor	SC – 341	1	2
17	Rotary Dryer	RD – 340	1	1
18	Blower	JB – 342	1	1
19	Screw Conveyor	SC - 343	1	2
20	Pompa	J – 351	1	1
21	Pompa	J – 353	1	1
22	Pompa	J – 346	1	1
Total			22	116

Tabel 6.4 Perincian Kebutuhan Listrik pada Unit Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Alat	Jumlah Daya (hp)
1	Pompa Air Sungai	J – 01	2	2
2	Pompa Tangki Pengendap	J – 02	1	1
3	Pompa distribusi air	J – 03	1	1
4	Pompa Air Umpan Boiler	J – 04	1	1
5	Pompa Air Pendingin	J – 05	1	1
6	Pompa Resirkulasi	J – 06	1	1

7	Pompa Air Sanitasi	J – 07	1	1
8	Pompa Bahan Bakar	J – 08	1	1
9	Clarifier (Pengendap)	T – 01	1	7
10	Cooling Tower (Fan)	CT – 01	1	6
Total			11	22

Jumlah keseluruhan kebutuhan listrik untuk pabrik adalah :

Tabel 6.5 Perincian Kebutuhan Listrik untuk Pabrik

No	Pemakaian	Jumlah Daya (hp)
1	Unit Proses	116
2	Unit Utilitas	22
3	Ruang kontrol & lab	20
4	Bengkel	20
5	Penerangan & Perkantoran	20
Total		198

Faktor keamanan diambil 5% maka total kebutuhan listrik :

$$= (1+0,05) \times 198 \text{ hp}$$

$$= 208 \text{ hp} = 155 \text{ kW}$$

Effisiensi generator 80%

$$\text{Daya actual} = \frac{155 \text{ kW}}{0,8} = 194 \text{ kW}$$

Untuk perancangan dipakai Diesel Generator AC 1.500 Kw. Jumlah 3 unit (1 unit dipakai untuk operasi normal dan 3 unit untuk cadangan)

6.4 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk boiler dan pembangkit tenaga listrik (generator) adalah minyak solar karena mudah diperoleh, tidak mudah menguap dan harga lebih murah.

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19.860 \text{ btu/lbm} \quad (\text{Labban, 1971})$$

$$\text{Densitas bahan bakar solar} = 0,832 \text{ kg/liter} \quad (\text{Perry and Green, 1997})$$

1. Bahan bakar generator

$$\text{Daya output generator} = 194 \text{ kW}$$

$$= 194 \text{ kW} \times \frac{1.000 \text{ W}}{1 \text{ kw}} \times \frac{1 \text{ btu/jam}}{0,2930}$$

$$= 662.116 \text{ btu/jam}$$

Minyak solar digunakan sebagai bahan bakar.

$$\text{Jumlah bahan bakar} = \frac{662.116 \text{ btu/jam}}{19.860 \text{ btu/lbm}} \times \frac{0,45359 \text{ kg}}{1 \text{ lbm}} = 15,12 \text{ liter/jam}$$

2. Bahan bakar boiler uap

Minyak solar digunakan sebagai bahan bakar.

$$\text{Nilai kalor bakar} = 10.220 \text{ kkal/kg} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Densitas solar} = 0,832 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan boiler} = 42.431,647 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Asumsi efisiensi boiler uap} = 85\%$$

$$\text{Total kebutuhan panas} = \frac{42.431,647 \text{ kg/jam}}{0,85} = 49.919,585 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{49.919,585 \text{ kkal/jam}}{0,89 \frac{\text{kg}}{1} \times 10.220 \text{ kkal/kg}} = 5,5 \text{ L/jam}$$

$$\text{Maka total kebutuhan solar} = 15,12 \text{ L/jam} + 5,5 \text{ L/jam}$$

$$= 20,62 \text{ L/jam} = 495 \text{ L/hari}$$

6.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke badan air atau lingkungan, karena limbah tersebut sangat mungkin mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun kelangsungan hidup manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah.

Pada pabrik pembuatan Pektin dari kulit kakao ini menghasilkan limbah cair yang bersumber dari :

1. Limbah cair hasil pencuci peralatan pabrik

Limbah yang berasal dari pencucian peralatan pabrik. Diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik.

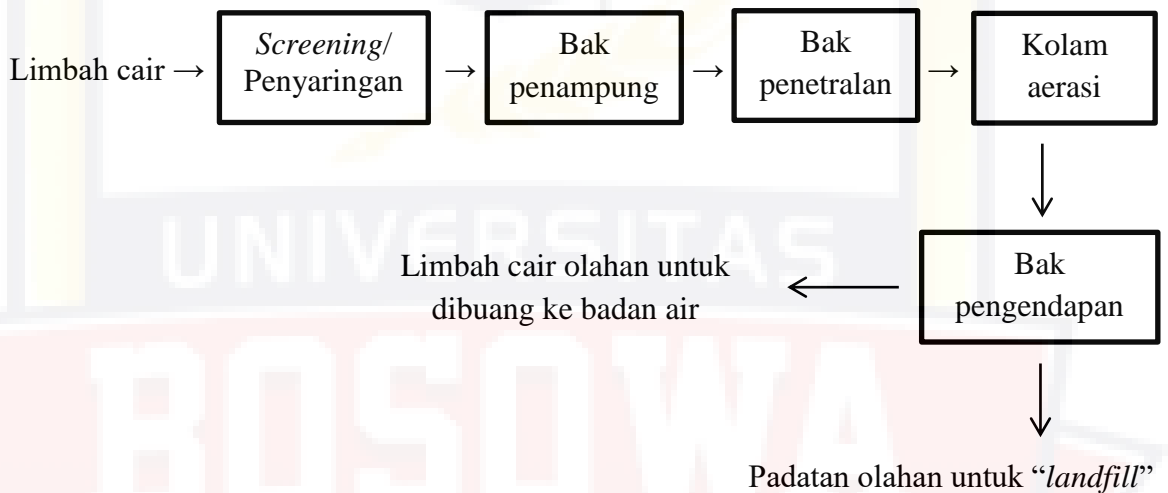
2. Limbah domestik

Limbah ini sebagian besar mengandung bahan-bahan organik sisa pencernaan, urin dan sisa dapur yang berupa campuran limbah padat dan cair.

3. Limbah yang berasal dari laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium mengandung bahan-bahan kimia yang dipergunakan menganalisa mutu bahan baku dan produk yang dihasilkan maupun yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

Pengolahan limbah cair pabrik ini dilakukan dengan menggunakan *aerated lagoon*. Skema pengolahan dengan menggunakan *aerated lagoon* dapat digambarkan sebagai berikut :



Gambar 6.1 Diagram Alir Pengolahan Limbah

6.5.1 Perhitungan Total Air Buangan Pabrik

a. Limbah pencucian peralatan pabrik

Limbah pencucian peralatan = 50 liter/hari = 0,05 m³/hari

b. Limbah domestik kantor dan kantin

1. Limbah domestik untuk kantor perorangan = 15 liter/hari

Dengan jumlah karyawan sebanyak 160 orang, maka :

Total limbah domestik kantor :

$$= 160 \text{ orang} \times 15 \text{ liter/orang.hari}$$

$$= 2.400 \text{ liter/hari}$$

2. Limbah domestik untuk kantin perorangan = 9 liter/hari

Dengan jumlah karyawan sebanyak 160 orang, maka :

Total limbah domestik kantin :

$$= 160 \text{ orang} \times 9 \text{ liter/orang.hari}$$

= 1.440 liter/hari

Total limbah domestik yang dihasilkan :

= 2.400 liter/hari + 1.440 liter/hari

= 3.840 liter/hari = 3,84 m³/hari

c. Limbah laboratorium

Limbah laboratorium = 15 liter/hari = 0,015 m³/hari

Total limbah buangan :

= 0,05 + 3,84 + 0,015 = 3,905 m³/hari

6.6 Spesifikasi Peralatan Utilitas

Hasil perhitungan spesifikasi peralatan utilitas adalah sebagai berikut :

6.6.1 Pompa Air Sungai (J – 01)

Fungsi : Mengalirkan air sungai ke bak penampung air sungai (reservoir).

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Laju alir : 47,809 lb/detik

Densitas : 62,43 lb/ft³

Viskositas : 0,5494 cP

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 unit

6.6.2 Bak Penampung Air Sungai (BP – 01)

Fungsi : Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai.

Bentuk : Persegi empat

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Volume bak : 187,366 m³

Tinggi bak : 2 m

Panjang bak : 9,67 m

Lebar bak : 9,67 m

6.6.3 Pompa Larutan Alum (J – 02)

Fungsi : Memompa larutan alum menuju ke clarifier.

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Laju alir : 0,0014 lb/detik

Densitas : 62,43 lb/ft³

Viskositas : 0,5494 cP

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 unit

6.6.4 Clarifier (TT – 01)

Fungsi : Tempat mengikat partikel-partikel kecil dengan flokulan $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$

Tipe : Tangki silinder vertical dengan tutup bawah konis.

Jumlah air : 78.069,668 kg

Diameter tangki : 4,473 m

Tinggi silinder : 6,709 m

Tinggi konis : 2,38 m

Tinggi total tangki : 10,919 m

Daya pengaduk : 1 hp

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

6.6.5 Pompa Natrium Karbonat (J – 03)

Fungsi : Memompa larutan natrium karbonat menuju clarifier.

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Laju alir : 0,0043 lb/detik

Densitas : 62,43 lb/ft³

Viskositas : 0,5494 cP

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 unit

6.6.6 Sand Filter (TT – 02)

Fungsi : Untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih tersisa.

Jenis : Gravity Sand Filter

Konstruksi : Stainless Steel

Bentuk : Persegi empat
Luas penampang : 2,598 m²
Kecepatan filtrasi : 0,5 m³/m².menit
Panjang : 1,61 m
Jumlah : 1 unit

6.6.7 Pompa Penampung Air Proses (J – 04)

Fungsi : Memompa air dari bak sand filter ke bak penampung air bersih.
Tipe : Centrifugal Pump
Bahan : Commercial Steel
Laju alir : 24,25 lb/detik
Densitas : 62,43 lb/ft³
Viskositas : 0,5494 cP
Daya : 1 hp

Jumlah : 1 unit

6.6.8 Bak Air Bersih (BP – 02)

Fungsi : Untuk menampung air bersih yang keluar dari sand filter.
Bentuk : Persegi empat
Volume bak : 187,366 m³
Tinggi bak : 2 m
Lebar bak : 9,67 m
Panjang : 9,67 m
Konstruksi : Beton bertulang
Jumlah : 1 unit

6.6.9 Pompa Air Pendingin (J – 05)

Fungsi : Memompa air dari bak penampung air proses ke unit.
Tipe : Centrifugal Pump
Bahan : Commercial Steel
Laju alir : 66,085 lb/detik
Densitas : 62,43 lb/ft³
Viskositas : 0,5494 cP
Daya : 1 hp

Jumlah : 1 unit

6.6.10 Bak Air Domestik (BP – 04)

Fungsi : Untuk menampung air bersih yang keluar dari sand filter.

Bentuk : Bak persegi empat

Volume bak : 187,366 m³

Tinggi bak : 2 m

Lebar bak : 9,67 m

Panjang : 9,67 m

Konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1 buah

6.6.11 Pompa Distribusi Air Domestik (J – 06)

Fungsi : Untuk mendistribusikan air untuk keperluan domestik.

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Laju alir : 0,588 lb/detik

Densitas : 62,43 lb/ft³

Viskositas : 0,5494 cP

Daya : 1 hp

Jumlah : 1 unit

6.6.12 Tangki Kation Exchanger (KE – 01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam kation seperti Ca²⁺, Mg²⁺, dan Na⁺.

Bentuk : Silinder dengan Bed resins

Volume resins : 26,939 m³

Diameter bed : 3,24 m

Tinggi bed : 3,24 m

Tinggi tangki : 6,48 m

Konstruksi bahan : Baja tahan karat

6.6.13 Tangki Anion Exchanger (AE – 01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam anion seperti Cl^- , SO_4^{2-} , dan NO_3^- .

Bentuk : Silinder dengan Bed resins

Volume resins : 26,939 m³

Diameter bed : 3,24 m

Tinggi bed : 3,24 m

Tinggi tangki : 6,48 m

Konstruksi bahan : Baja tahan karat

6.6.14 Bak Penampung Air Proses (BP – 05)

Fungsi : Untuk menampung air bersih yang keluar dari tangki penukar ion.

Bentuk : Persegi

Volume bak : 47,524 m³

Tinggi bak : 2 m

Lebar bak : 4,87 m

Panjang : 4,87 m

Konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : I unit

BAB VII

LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

7.1 LOKASI PABRIK

Pemilihan lokasi pabrik secara umum bisa dikelompokkan berdasarkan dua alasan pemilihan : mendekati bahan baku atau berada/mendekati pasar (Teuku Beuna, 2007). Selain itu, pada pemilihan lokasi pabrik perlu diperhitungkan pula biaya pengiriman, transportasi, sarana, dan prasarana di daerah pendirian pabrik serta kebijakan yang berlaku di daerah setempat. Pemilihan lokasi pabrik pembuatan pektin didasarkan atas kedekatan pasar.

Berdasarkan pemilihan tersebut, maka Pabrik Pembuatan Pektin ini direncanakan berlokasi di Kawasan Industri Palopo, Maroangin, Telluwanua, Kota Palopo, Sulawesi Selatan. Faktor-faktor pemilihan daerah pendirian pabrik pembuatan pektin lebih lengkapnya diklasifikasikan sebagai berikut :

1. Faktor utama
2. Faktor khusus

7.1.1 Faktor Utama

a. Bahan baku

Bahan baku yang direncanakan diperoleh dari perkebunan buah kakao yang berada di wilayah Luwu Timur maupun perkebunan buah kakao yang berada di Sulawesi Selatan maupun dari luar Sulawesi.

b. Transportasi

Sarana transportasi sangat dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Terlebih di kawasan pabrik memiliki sarana transportasi darat yang baik. Selain itu juga dekat dengan pelabuhan Tanjung Ringgit Palopo yang berarti penyaluran melalui laut juga mudah di akses.

c. Kebutuhan air

Air yang dibutuhkan dalam proses diperoleh dari air sungai yang telah di murnikan untuk proses, sarana utilitas, dan keperluan rumah tangga.

d. Kebutuhan tenaga listrik dan bahan bakar

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari

mesin generator listrik milik pabrik sendiri dan Perusahaan Listrik Negara. Bahan bakar untuk unit proses, utilitas, dan generator diperoleh dari Pertamina daerah Sulawesi Selatan.

e. Tenaga Kerja

Sebagai karyawan yang masih berkembang, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Tenaga kerja ini merupakan tenaga kerja yang produktif dan berbagai tingkatan baik yang terdidik maupun yang belum terdidik.

7.1.2 Faktor Khusus

a. Biaya Untuk Lahan Pabrik

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

b. Kondisi Iklim dan Cuaca

Seperti daerah lain di Indonesia, maka iklim disekitar lokasi pabrik relatif stabil. Pada setengah bulan pertama musim kemarau dan setengah bulan kedua musim hujan. Walaupun demikian peredaran suhu yang terjadi relatif kecil.

c. Kemungkinan perluasan dan ekspansi

Ekspansi pabrik dimungkinkan karena tanah sekitar cukup luas.

d. Social Masyarakat

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik pembuatan pektin karena menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka. Selain itu pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

7.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan pabrik merupakan syarat penting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik yang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pendirian.

Tata letak pabrik disusun sedemikian rupa hingga memudahkan jalannya proses produksi serta mempertimbangkan aspek keamanan dan lingkungan. Untuk mempermudah jalannya proses produksi, unit-unit dalam pabrik diatur sedemikian rupa sehingga unit yang saling berhubungan jaraknya berdekatan. Dengan demikian pipa yang digunakan dapat sependek mungkin dan energy yang dibutuhkan untuk mendistribusikan aliran dapat diminimalisir. Untuk keamanan area perkantoran terletak cukup jauh dari areal proses. Antara kantor dan area proses dipisahkan dengan taman sehingga membuat kantor menjadi nyaman dan relative aman.

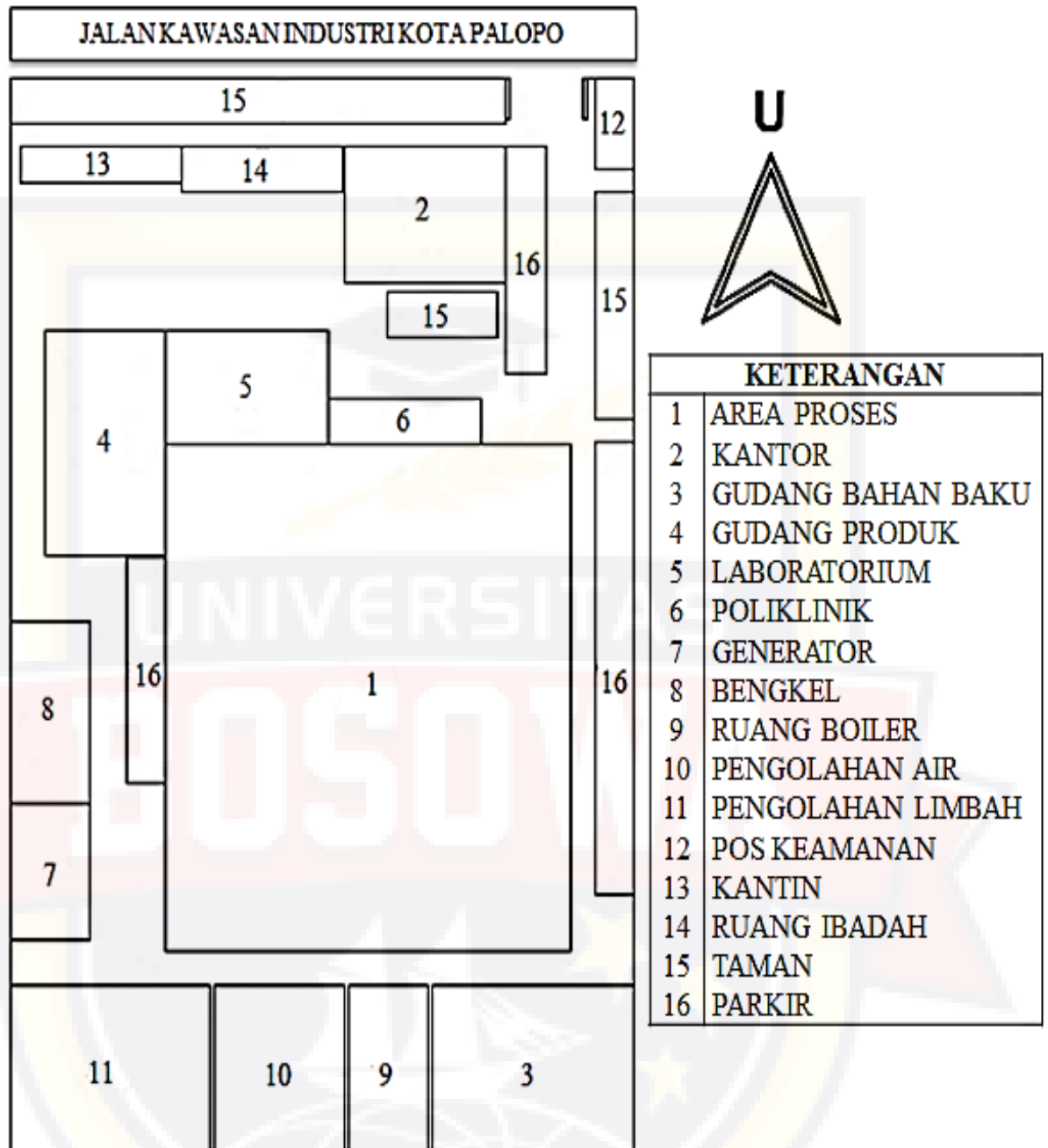
Disain yang rasional harus memasukkan unsure lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternative (areal *handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut :

- a. Urutan proses produksi.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.
- d. Pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- h. Service area, seperti kantin, tempat parker, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

7.3 LAY OUT PABRIK

Adapun luas tanah sebagai bangunan pabrik seperti terlihat dalam tabel 7.1 di bawah ini :

No	Nama Bangunan	Luas (m ²)
1	Area Proses	3.000
2	Kantor	700
3	Parkir	1.000
4	Tempat Ibadah	200
5	Kantin	80
6	Poliklinik	200
7	Bengkel	200
8	Pembangkit Listrik	400
9	Pengolahan Air	600
10	Ruang Boiler	300
11	Area Kosong	6.000
12	Pos Keamanan	50
13	Jalan	7.000
14	Laboratorium	380
15	Gudang Produk	500
16	Taman	500
17	Gudang Bahan Baku	600
18	Pengolahan Limbah	700
Total Luas Bangunan		22.410



Gambar 7.1 Tata Letak Pra Rancangan Pabrik Dari Kulit Kakao

7.4 LAY OUT PERALATAN

Pengaturan tata letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan proses produksi maupun distribusi dapat berjalan lancar. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan adalah :

1. Ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

2. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian 3 m atau lebih dan untuk pemipaan pada permukaan tanah harus diatur agar tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

3. Kebutuhan proses

Letak alat harus memberikan ruangan yang cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi dengan baik dengan distribusi utilitas yang mudah.

4. Operasi

Peralatan yang membutuhkan lebih dari satu operator harus diletakkan dekat dengan control room. Valve, tempat pengambilan sampel dan instrument harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

5. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada heat exchanger yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan tube.

6. Keamanan

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin, agar jika terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap didalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.

7. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

8. Lalu lintas manusia

Penempatan alat proses harus diatur sedemikian rupa sehingga pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah, dan apabila terjadi gangguan alat proses dapat segera diatasi.

9. Aliran udara dan cahaya

Aliran udara didalam dan disekitar alat proses perlu diperhatikan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya. Penerangan seluruh pabrik harus memadai terutama pada tempat proses yang berbahaya.

Tujuan perancangan tata letak alat-alat proses antara lain :

1. Kelancaran produksi dapat terjamin,
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai,
3. Biaya material handling menjadi rendah sehingga urusan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal,
4. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja sehingga produktifitas meningkat.

BAB VIII

KESEHATAN, DAN KESELAMATAN KERJA

8.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) Secara Umum

Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) adalah suatu program yang dibuat pemerintah yang harus dipatuhi dan dilaksanakan pengusaha maupun pekerja sebagai upaya mencegah timbulnya kecelakaan akibat kerja dan penyakit akibat kerja dengan cara mengenali hal yang berpotensi menimbulkan kecelakaan dan penyakit akibat kerja serta tindakan antisipatif apabila terjadi kecelakaan dan penyakit akibat kerja. Tujuannya adalah untuk menciptakan tempat kerja yang nyaman, dan sehat sehingga dapat menekan serendah mungkin resiko kecelakaan dan penyakit akibat kerja (*Ifani & Nugrahaeni, 2013*).

8.1.1 Usaha-usaha Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja berarti proses merencanakan dan mengendalikan situasi yang berpotensi menimbulkan kecelakaan kerja melalui persiapan prosedur operasi standar yang menjadi acuan dalam bekerja. Keselamatan kerja adalah membuat kondisi kerja yang aman dengan dilengkapi alat-alat pengaman, penerangan yang baik, menjaga lantai dan tangga bebas dari air, minyak, nyamuk dan memelihara fasilitas air yang baik. Keselamatan kerja menunjuk pada perlindungan kesejahteraan fisik dengan tujuan mencegah terjadinya kecelakaan atau cedera terkait dengan pekerjaan (*Kusuma & Darmastuti, 2010*).

Kecelakaan industri ini secara umum dapat diartikan sebagai suatu kejadian yang tidak diduga semula dan tidak dikehendaki yang mengacaukan proses yang telah diatur dari suatu aktivitas. Kecelakaan kerja merupakan kecelakaan seseorang atau kelompok dalam rangka melaksanakan kerja di lingkungan perusahaan yang terjadi secara tiba-tiba, tidak diduga sebelumnya, tidak diharapkan terjadi, menimbulkan kerugian ringan sampai yang paling berat dan bisa menghentikan kegiatan pabrik secara total. Penyebab kecelakaan kerja dapat dikategorikan menjadi dua:

1. Kecelakaan yang disebabkan oleh tindakan manusia yang tidak melakukan tindakan penyelamatan. Contohnya pakaian kerja, penggunaan peralatan pelindung diri, falsafah perusahaan, dan lain-lain.

2. Kecelakaan yang disebabkan oleh keadaan lingkungan kerja yang tidak aman. Contohnya penerangan, sirkulasi udara, temperature, kebisingan, getaran, penggunaan indikator warna, tanda peringatan, sistem upah, jadwal kerja, dan lain-lain (*Kusuma & Darmastuti, 2010*)

8.1.2 Sebab-sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Menurut Suma'mur (1996), kecelakaan akibat kerja adalah kecelakaan yang berhubungan dengan hubungan kerja pada perusahaan. Hubungan kerja dapat berarti bahwa kecelakaan itu terjadi karena pekerjaan atau pada waktu melaksanakan pekerjaan. Kadang-kadang kecelakaan akibat kerja diperluas ruang lingkupnya, sehingga meliputi juga kecelakaan-kecelakaan tenaga kerja yang terjadi pada saat perjalanan atau *transport* ke dan dari tempat kerja. Pada pabrik ini, kesehatan dan keselamatan kerja adalah bagian yang mendapatkan perhatian khusus, oleh karena dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk melindungi tenaga kerja atas hak keselamatannya dalam melakukan pekerjaan, menjamin keselamatan setiap orang yang berada ditempat kerja dan memelihara serta menggunakan sumber produksi secara aman dan efisien.

Berikut ini merupakan teori tiga faktor utama tentang penyebab kecelakaan:

1. Faktor manusia

Faktor manusia ini meliputi:

- Umur : Umur harus mendapat perhatian karena akan mempengaruhi kondisi fisik, mental, kemampuan kerja, dan tanggung jawab seseorang.
- Jenis kelamin : Secara anatomis, fisiologis dan psikologis tubuh wanita dan pria memiliki perbedaan sehingga dibutuhkan penyesuaian-penyesuaian dalam beban dan kebijakan kerja, diantaranya yaitu hamil dan haid.
- Masa kerja.
- Penggunaan Alat Pelindung Diri (APD) : Penggunaan seperangkat alat yang digunakan tenaga kerja untuk melindungi sebagian atau seluruh tubuhnya dari adanya potensi bahaya atau kecelakaan kerja.

- Tingkat pendidikan : Semakin tinggi tingkat pendidikan seseorang, maka mereka cenderung untuk menghindari potensi bahaya yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan.
- Perilaku bekerja.
- Pelatihan Kesehatan dan Keselamatan kerja.
- Peraturan K3 : sebaiknya peraturan dibuat dan dilaksanakan dengan sebaik-baiknya untuk mencegah dan mengurangi terjadinya kecelakaan.

2. Faktor Lingkungan

Faktor Lingkungan ini meliputi:

- Kebisingan : Sesuai dengan Keputusan Menteri Tenaga Kerja Nomor: KEP-51/MEN/1999 tentang Nilai Ambang Batas Faktor Fisika di Tempat Kerja, Intensitas kebisingan yang dianjurkan adalah 85 dB untuk 8 jam kerja.
- Suhu Udara : Produktivitas kerja manusia akan mencapai tingkat yang paling tinggi pada temperatur sekitar 24°C-27°C.
- Penerangan.
- Lantai licin : lantai dalam tempat kerja harus terbuat dari bahan yang keras, tahan air, dan bahan kimia yang merusak.

3. Faktor Peralatan

Faktor Peralatan ini meliputi:

- Kondisi Mesin : Apabila keadaan mesin rusak dan tidak segera diantisipasi dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja.
- Ketersediaan alat pengaman mesin.
- Letak mesin.

Dalam studi ini Suma'mur (1989), menyatakan bahwa bahaya-bahaya yang mungkin dapat menimpa para pekerja adalah sebagai berikut :

1. Bahaya Fisik

- Kebisingan diatas 95dB.
- Suhu tinggi/rendah.
- Penerangan.
- Ventilasi.

- Tata ruang yang tidak teratur.
2. Bahaya Mekanik
 - Benda-benda bergerak atau berputar.
 - Sistem pengaman tidak bekerja atau tidak terpasang.

3. Bahaya Kimia

Bahan-bahan kimia yang dapat membahayakan kesehatan dan keselamatan kerja adalah bahan-bahan bersifat racun dan dapat merusak kulit bila tersentuh.

4. Bahaya Kebocoran

Kebocoran aliran steam pada proses produksi Pektin ini merupakan bahaya laten yang harus diwaspadai. Maka dari itu pada perpipaan yang akan dilalui steam hendaknya dilakukan penanganan dan pengawasan khusus karena kebocoran pada sistem perpipaan ini akan menimbulkan bahaya yang berakibat fatal, mengingat steam yang digunakan dalam pabrik ini adalah steam pada semua sambungan pipa, tangki-tangki penampung reaktor dan *heat exchanger*. Maka sebaiknya untuk pipa diletakkan diatas permukaan tanah dan bila terpaksa dipasang di bawah tanah, serta dilengkapi dengan fire stop dan drainage (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah terjadinya kontaminasi.

5. Bahaya Kebakaran dan Ledakan

Dapat terjadi pada hamper semua alat yang dapat disebabkan karena adanya loncatan bunga api, aliran listrik, serta tekanan yang terlalu tinggi.

8.1.3 Alat-alat Pelindung Diri

Menurut Undang-undang Keselamatan Kerja No.1 Tahun 1970 dalam buku P.K.Suma'mur (1989), untuk mengurangi kecelakaan akibat kerja, maka perusahaan harus menyediakan alat pelindung diri yang sesuai dengan jenis perusahaannya masing-masing. Alat pelindung diri yang diperlukan pada pabrik Pektin antara lain :

1. Pelindung Kepala

Alat pelindung kepala berfungsi untuk melindungi kepala dari jatuhnya alat-alat industri serta benturan-benturan benda keras. Alat yang biasa digunakan adalah :

Safety helmet : Melindungi kepala dari benturan. Digunakan pada semua unit, kecuali di laboratorium atau didalam ruangan.



Gambar 8.1 Pelindung Kepala

2. Pelindung Mata

Alat pelindung mata dapat melindungi mata dari percikan bahan-bahan korosif, gas atau steam yang dapat menyebabkan iritasi pada mata. Alat yang bisa digunakan adalah :

Googles : kaca mata pengaman terhadap debu. Digunakan pada unit pre-treatment dan diruang terbuka.



Gambar 8.2 Pelindung Mata

3. Pelindung Telinga

Alat pelindung telinga bekerja sebagai panghalang antar sumber bunyi dan telinga bagian dalam. Selain berfungsi untuk melindungi telinga karena kebisingan yang dapat menyebabkan kehilangan pendengaran sementara maupun permanen, alat pelindung telinga juga dapat melindungi telinga dari percikan api atau semburan gas tekanan tinggi. Alat yang biasa digunakan adalah :

Ear muff : Melindungi telinga dari suara bising diatas 95 dB. Digunakan sekitar boiler, reaktor digester dan reaktor bleaching.

Ear plug : Melindungi telinga dari suara bising kurang dari 95 dB. Digunakan diarea pompa dan dryer.



Gambar 8.3 Ear Muff



Gambar 8.4 Ear Plug

4. Pelindung Tangan

Berfungsi untuk melindungi tangan dari bahan-bahan panas, iritasi, korosif, dan arus listrik. Alat yang biasa digunakan adalah :

Sarung tangan karet : Melindungi tangan dari bahan kimia.

Sarung tangan asbes : Melindungi tangan dari panas.

Digunakan disekitar digester, tangki penyimpanan bahan kimia, dan tangki bleaching.



Gambar 8.5 Sarung Tangan Karet



Gambar 8.6 Sarung Tangan Asbes

5. Pelindung Kaki

Alat ini berfungsi untuk melindungi kaki dari jatuhnya benda-benda keras, terpercik aliran panas dan bahan kimia yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa/pipa. Alat pelindung kaki ini berupa sepatu yang terbuat dari bahan semi karet. Alat ini digunakan disemua area pabrik.



Gambar 8.7 Sepatu Safety

6. Pelindung Pernafasan

Terdapat dua jenis alat pelindung pernafasan :

Full Face Masker : Pelindung muka dan pernafasan dari bahan-bahan/gas-gas kimia.

Half Masker : Melindungi muka dari debu kurang dari 10 mikron dan gas tertentu.

Digunakan sekitar area pre-treatment, post treatment, dan pengolahan limbah.



Gambar 9.8 Full Face Masker



Gambar 9.9 Half Masker

7. Pelindung Badan

Cattle Pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada sistem perpompaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C, selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas dari kebocoran pompa.



Gambar 9.10 Pelindung Badan

8. Safety Belt

Digunakan untuk pekerja yang bekerja ditempat tinggi dan melindungi diri dari bahaya jatuh. Selain itu pabrik Pektin ini dilengkapi fasilitas pemadam kebakaran. Fasilitas pemadam kebakaran antara lain :

- a. Tangki penampung air 1-3, kapasitasnya 300 m^3
- b. Satu fire jockey pump bertekanan 3 kg/cm^2
- c. Dua hydrant pump bertekanan 7 kg/cm^2
- d. Sebuah foam tank bertekanan $1,8 \text{ m}^3$
- e. Empat foam hydrant
- f. Empat water hydrant

8.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) Secara Khusus

8.2.1 Usaha-Usaha Keselamatan Kerja

Menurut P.K.Suma'mur (1989), untuk menghindari bahaya-bahaya tersebut maka dilakukan usaha-usaha pencegahan dan pengamanan yang sesuai dengan kebutuhan masing-masing unit di pabrik Pembuatan Pektin yaitu :

1. Bangunan Fisik

Yang meliputi bangunan pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Konstruksi bahan bangunan yang digunakan.
- Bangunan yang satu dengan yang lainnya dipisahkan dengan jalan yang cukup lebar dan tidak ada jalan buntu.
- Terdapat dua jalan keluar dari bangunan.
- Adanya peralatan penunjang untuk pengamanan dari bahaya alamiah seperti petir dan angin.

2. Peralatan yang Menggunakan Sistem Perpindahan Panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya : Boiler, Kondensor, Heater, dan sebagainya. Disamping itu didalam perancangan faktor keselamatan (safety factor) harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (stress). Hal ini memegang peranan penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruangan tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (space) yang cukup untuk peralatan, mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat kontrol yang sesuai.

3. Perpipaan

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dipasang safety valve untuk mengatasi apabila terjadi kebocoran.
- Dilakukan tes hidrostatis sebelum pipa-pipa dipasang agar tidak terjadi stress yang berlebihan pada bagian-bagian tertentu.

4. Isolasi

Dimaksudkan untuk mencegah terjadinya kebakaran pada instalasi listrik dan sebagai safety pada alat-alat yang menimbulkan panas selama proses berlangsung, juga pada kabel-kabel instrumentasi dan kawat-kawat listrik di area yang memungkinkan terjadinya kebakaran dan ledakan.

5. Ventilasi

Fungsi dari ventilasi adalah untuk sirkulasi udara baik didalam ruangan maupun pada bangunan lainnya sehingga keadaan dalam ruangan tidak terlalu panas. Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya. Hal ini dapat menciptakan kenyamanan kerja serta dapat memperkecil bahaya keracunan akibat adanya gas-gas yang keluar akibat kebocoran, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

6. Sistem Alarm Pabrik

Sistem alarm pabrik digunakan untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya sehingga bila terjadi bahaya sewaktu-waktu pada karyawan dapat segera diketahui.

7. Alat-alat Bergerak

Alat-alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa ataupun kipas dalam blower, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan bisa diperbaiki dengan mudah.

8. Sistem Kelistrikan

Penerangan didalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus otomatis serta dihubungkan dengan tanah (ground) dalam bentuk arde.

9. Karyawan

Pada karyawan diberi bimbingan dan pengarahan agar karyawan melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwanya maupun orang lain, serta berlangsungnya proses produksi. Bimbingan berupa pelatihan safety dan juga pendisiplinan dalam pemakaian alat pelindung diri, serta memberikan suatu penghargaan terhadap karyawan teladan.

10. Instalasi Pemadam Kebakaran

Instalasi semacam ini mutlak untuk setiap pabrik karena bahaya kebakaran mungkin terjadi dimanapun, terutama di tempat-tempat yang mempunyai instalasi listrik. Kebakaran dapat disebabkan karena adanya api kecil, kemudian secara tidak terkontrol dapat menjadi kebakaran besar. Untuk meminimalkan kerugian material akibat bahaya kebakaran ini setiap pabrik harus memiliki dua macam instalasi pemadam kebakaran, yaitu :

- Instalasi tetap : hydran, sprinkle, dry chemical power
- Instalasi tidak tetap : fire extinguisher

Untuk instalasi pemadam tetap perangnya tidak dapat dibawa-bawa, diletakkan di tempat-tempat tertentu yang rawan bahaya kebakaran,

misalnya : dekat reaktor, boiler, diruang operasi, atau power station. Sedangkan instalasi pemadam kebakaran tidak tetap perangkatnya dapat dibawa dengan mudah ke tempat dimana saja. Upaya pencegahan dan penanggulangan kebakaran dipabrik ini adalah :

- Peralatan seperti boiler atau peralatan lain yang mudah meledak (terbakar) diletakkan dibagian bawah serta dijauhkan dari peralatan lain.
- Antara unit yang satu dengan unit yang lainnya diberi jarak yang cukup, tidak terlalu berdekatan untuk menghambat laju api dan memberi ruang yang cukup bagi usaha pemadam bila sewaktu-waktu terjadi kebakaran.
- Bangunan-bangunan seperti workshop (bengkel perbaikan), laboratorium quality control, serta kantor adminstrasi diletakkan terpisah dari operating unit dan power station.
- Memberlakukan larangan merokok dilokasi pabrik.
- Menempatkan instalasi pemadam kebakran tetap berupa hydran, dry chemical dan foam extinguisher di tempat-tempat yang rawan bahaya kebakaran serta memiliki satu unit kendaraan pemadam kebakaran beserta anggota yang terlatih dan terampil.
- Menyediakan tabung-tabung pemadam kebakaran api disetiap ruangan.

8.3 Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) Pada Alat

8.3.1 Alat-Alat Utama

1. Reaktor

- Memberikan alat kontrol dan pengendali berupa pressure controller dan level controller agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.
- Setiap satu tahun sekali dilakukan shut down untuk membersihkan kerak pada alat maupun pipa-pipa.
- Setiap orang tidak boleh terlalu dekat dengan digester diberikan radius minimal bagi operator serta diberi pagar pembatas dan isolator pada alat.

2. Mixer
 - Melakukan shut down untuk membersihkan kerak pada alat maupun pipa-pipa.
 - Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala dan alat pelindung kaki.
3. Rotary Vacum Filter
 - Setiap satu tahun sekali dilakukan shut down untuk membersihkan kerak pada alat maupun pipa-pipa.
 - Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala dan kaki.
4. Evaporator
 - Memasangkan isolasi disekitar evaporator.
 - Memberikan alat kontrol dan pengendali berupa pressure controller agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.
 - Selain itu setiap satu tahun sekali dilakukan shut down untuk membersihkan kerak pada alat maupun pipa-pipa.
 - Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala dan kaki.

8.3.2 Alat-Alat Pembantu

1. Tangki Penampung
 - Tangki penampung harus dilengkapi dengan sistem pengamanan berupa pemberian label dan spesifikasi bahan.
 - Setiap satu tahun sekali dilakukan shut down untuk membersihkan kerak pada alat serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.
 - Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung tangan dan kaki.
2. Pompa
 - Pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa dan karakteristik pompa disesuaikan dengan bahan yang akan dialirkan.
 - Dilakukan shut down untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K3 maupun operator.

3. Perpipaan

- Dilakukan pengecekan secara bertahap pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa bercat warna merah sedangkan aliran fluida dingin digunakan pipa bercat warna biru.
- Dilakukan shut down untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K3 ataupun operator teknisi.
- Dilengkapi isolasi panas untuk pipa steam.
- Bila perpipaan terpaksa harus ditanam, maka fire shop drain harus dipasang pada jarak yang teratur, mudah dilihat dan mudah dijangkau.
- Penempatan perpipaan harus aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja dan karyawan.

4. Heat Exchanger

- Pada area heat exchanger harus dilengkapi dengan isolator untuk menghindari radiasi panas tinggi.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung diri, karena suhu sekitar heat exchanger sangat tinggi.
- Dilakukan shut down untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K3.
- Memberikan alat kontrol dan pengendali berupa temperature controller agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.

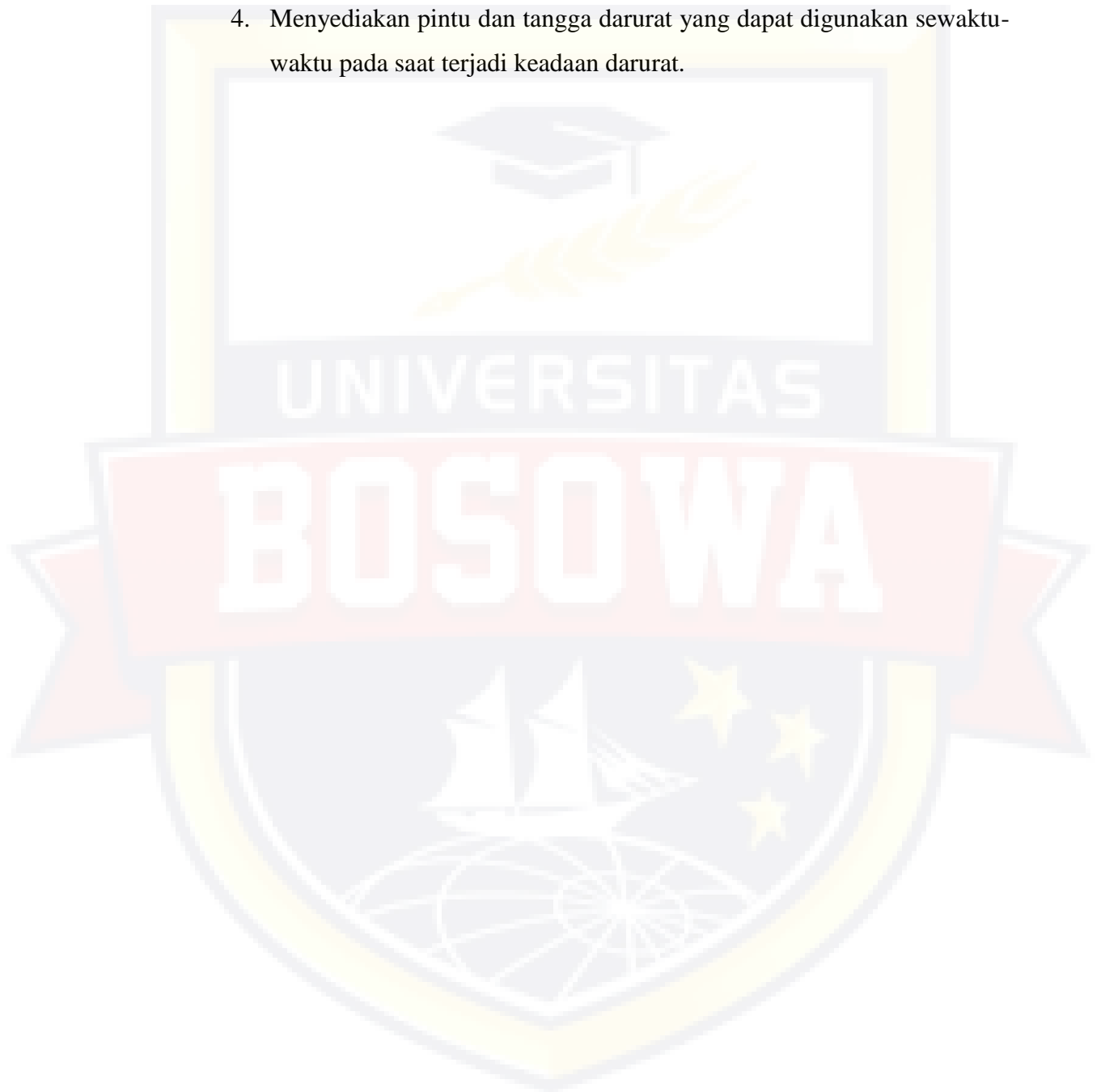
5. Boiler

- Para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala, tangan, kaki, dan alat pelindung badan.
- Dilakukan shut down untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K3 ataupun operator teknisi.

8.3.3 Area Pabrik

1. Menyediakan jalan diantara plant satu dengan yang lainnya untuk kelancaran transportasi bahan baku, produk, dan para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misalnya : kebakaran).

2. Menyediakan hydrant disetiap plant untuk menanggulangi dan pencegahan awal jika terjadi kebakaran peledakan.
3. Memasang alarm disetiap plant sebagai tanda peringatan adanya keadaan darurat.
4. Menyediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.



BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

9.1 Organisasi Perusahaan

Pabrik Pektin yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Usaha : Industri Pektin
Lokasi Perusahaan : Kawasan Industri Palopo

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff yang diawasi oleh dewan komisaris, sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan perusahaan.
3. Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
4. Lapangan usaha lebih luas, PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
5. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
6. Mudah mendapatkan kredit bank dengan jaminan perusahaan yang ada.
7. Mudah bergerak dipasar modal.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) yaitu perseroan terbatas didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham. Pemiliknya adalah para pemegang saham serta yang memilih suatu direksi yang memimpin jalannya

perusahaan. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi tersebut dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

9.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan kerangka dasar suatu perusahaan. Untuk mendapat sistem yang baik maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, yang antara lain adalah perumusan tujuan perusahaan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrolan atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem lini dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada pimpinan yang terdiri dari Direktur Utama dan Direktur yang disebut Dewan Direksi. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada Rapat Anggota Tahunan.

9.3 Tugas dan Wewenang

Adapun tugas dan wewenang masing-masing bagian yang ada dalam struktur organisasi dalam Pabrik Pektin antara lain.

9.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.

3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

9.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direksi.
3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.

9.3.3 Direktur

Direktur merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat langsung oleh Dewan Komisaris. Dalam perusahaan direktur terbagi tiga antara lain :

1. Direktur Utama

Bertugas memimpin kegiatan perusahaan secara keseluruhan, menerapkan sistem kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggung jawab penuh terhadap jalannya perusahaan.

2. Direktur Teknik dan Produksi

Bertugas memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

3. Direktur Keuangan dan Umum

Bertugas bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, dan keselamatan kerja.

9.3.4 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama, kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Proses

Kepala Bagian Proses bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan kegiatan pabrik dalam bidang proses produksi.

2. Kepala Bagian Utilitas

Kepala Bagian Utilitas bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan kegiatan pabrik dalam bidang penyediaan utilitas.

3. Kepala Bagian Pengolahan Limbah

Kepala Bagian Pengolahan Limbah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan kegiatan pabrik dalam bidang pengolahan limbah.

4. Kepala Bagian Pemeliharaan

Kepala Bagian Pemeliharaan bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

5. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Kepala Bagian ini bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan perusahaan, pengawasan mutu, serta keselamatan kerja.

6. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

7. Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan.

9.3.5 Karyawan

1. Karyawan Proses

Tugas : Bertanggung jawab atas kelancaran proses produksi.

2. Karyawan Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3. Karyawan Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pengolahan limbah buangan pabrik.

4. Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah.

5. Karyawan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

6. Karyawan Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab atas pembelian barang-barang untuk kelancaran produksi, bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

7. Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan pergantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

8. Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

9. Karyawan Humas dan Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, serta mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

9.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Pektin beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan shutdown. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam 2 golongan, yaitu :

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk karyawan harian yaitu direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan jam kerja sebagai berikut:

Jam Kerja :

- a. Hari Senin-jum'at : Jam 07.00-15.00

b. Hari Sabtu : Jam 07.00-12.00

Jam Istirahat :

a. Hari Senin-Jum'at : Jam 12.00-13.00

b. Hari Sabtu : Jam 11.00-13.00

2. Karyawan Shift/Ploog

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift antara lain seksi proses, sebagian seksi laboratorium, seksi pemeliharaan, seksi utilitas dan seksi keamanan. Para karyawan shift akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

Karyawan produksi dan teknik :

a. Shift Pagi : Jam 07.00-15.00

b. Shift Sore : Jam 15.00-23.00

c. Shift Malam : Jam 23.00-07.00

Karyawan Keamanan :

a. Shift Pagi : Jam 06.00-14.00

b. Shift Siang : Jam 14.00-22.00

c. Shift Malam : Jam 22.00-06.00

Untuk karyawan shift ini akan dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya.

ke- Regu	Hari						
	1	2	3	4	5	6	7
1	P	S	M	L	P	S	M
2	S	M	L	P	S	M	L
3	M	L	P	S	M	L	P
4	L	P	S	M	L	P	S

Gambar 9.1 Pembagian Shift Karyawan

Keterangan :

P = Shift Pagi M = Shift Malam

S = Shift Siang L = Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

9.5 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

9.5.1 Sistem Kepegawaian

Pada Pabrik Pektin ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Menurut statusnya dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap ialah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan Harian ialah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan Borongan ialah karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan.

9.5.2 Sistem Gaji

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada karyawan tetap, besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Perincian golongan dan gaji pegawai sebagai berikut :

Tabel 9.1 Jumlah Tenaga Kerja Tingkat Pendidikannya

Jabatan	Jumlah	Pendidikan
Dewan Komisaris	3	Ekonomi/Teknik (S1)
Direktur	1	Ekonomi/Teknik (S1)
Sekretaris	1	Sekretaris (D3)
Manager Pemasaran	1	Ekonomi/Manajemen (S1)
Manager Administrasi & Keuangan	1	Akuntansi (S1)
Manager Umum & Personalia	1	Ekonomi/Manajemen (S1)
Manager Teknik	1	Teknik Mesin (S1)
Manager Produksi	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Bagian K3 dan Lingkungan	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Bagian Penjualan	1	Teknik Industri/Manajemen (S1)
Kepala Bagian Pembelian	1	Teknik Industri/Manajemen (S1)
Kepala Bagian Administrasi	1	Sekretaris (D3)

Kepala Bagian Keuangan	1	Ekonomi (S1)
Kepala Bagian Umum	1	Fisipol (S1)
Kepala Bagian Personalia	1	Teknik Industri (S1)
Kepala Bagian Mesin	1	Teknik Mesin (S1)
Kepala Bagian Listrik	1	Teknik Elektro (S1)
Kepala Bagian Sipil	1	Teknik Sipil (S1)
Kepala Bagian Proses	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Bagian Utilitas	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Seksi K3	1	Teknik Industri
Kepala Seksi Lingkungan	1	Teknik Kimia/Lingkungan (S1)
Kepala Seksi Kesehatan	1	Kesehatan Masyarakat (S1)
Kepala Seksi Keamanan	1	Perwira TNI
Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	Ilmu Komunikasi (S1)
Kepala Seksi Instrumentasi	1	Teknik Elektro (S1)
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	Teknik Mesin (S1)
Kepala Seksi Proses	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Seksi Riset & Pengembangan	1	Kimia (S1)
Kepala Seksi Laboratorium	1	Kimia (S1)
Kepala Seksi Pengolahan Air	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Seksi Limbah	1	Teknik Kimia (S1)
Karyawan Produksi	42	SMA/SMK/Politeknik
Karyawan Teknik	22	SMA/SMK/Politeknik
Karyawan Adminstrasi & Keuangan	10	SMK/Politeknik
Karyawan Pemasaran	10	SMK/Politeknik
Karyawan Umum & Personalia	8	SMK/Politeknik
Dokter	1	Kedokteran (S1)

Perawat	4	Akademik Perawat (D3)
Petugas Keamanan	14	SMA/SMK/Sederajat
Petugas Kebersihan	10	SMA/SMK/Sederajat
Supir	4	SMA/SMK/Sederajat
Jumlah	159	-

Tabel 9.2 Perincian Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji Total/bulan (Rp)
Dewan Komisaris	3	73.000.000	219.000.000
Direktur	1	50.000.000	50.000.000
Sekretaris	1	18.000.000	18.000.000
Manager Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
Manager Adminstrasi & Keuangan	1	20.000.000	20.000.000
Manager Umum & Personalia	1	20.000.000	20.000.000
Manager Teknik	1	20.000.000	20.000.000
Manager Produksi	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Bagian K3 dan Lingkungan	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Penjualan	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Pembelian	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Adminstrasi	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Personalia	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Mesin	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Listrik	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Sipil	1	15.000.000	15.000.000

Kepala Bagian Proses	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi K3	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Lingkungan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Kesehatan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Instrumentasi	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Riset & Pengembangan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Laboratorium	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pengolahan Air	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Limbah	1	10.000.000	10.000.000
Karyawan Produksi	42	6.000.000	252.000.000
Karyawan Teknik	22	5.000.000	110.000.000
Karyawan Adminstrasi & Keuangan	10	4.500.000	45.000.000
Karyawan Pemasaran	10	4.500.000	45.000.000
Karyawan Umum & Personalia	8	4.500.000	36.000.000
Dokter	1	8.000.000	8.000.000
Perawat	4	4.000.000	16.000.000
Petugas Keamanan	14	3.500.000	49.000.000
Petugas Kebersihan	10	2.500.000	25.000.000
Supir	4	4.000.000	16.000.000
Jumlah	159	-	1.286.000.000

9.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan keluarganya, perusahaan memberikan fasilitas-fasilitas penunjang seperti ; tunjangan, fasilitas kesehatan, transportasi, koperasi, kesehatan dan keselamatan kerja (K3), cuti, dan lain-lain.

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang ada.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

9.7 Manajemen Perusahaan

Manajemen perusahaan merupakan salah satu bagian dalam suatu perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen perusahaan meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.



BAB X EVALUASI EKONOMI

10.1. Dasar Perhitungan

Evaluasi kelayakan ekonomi dari pabrik pembuatan pektin 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 pembuatan pektin dari kulit buah kakao dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut:

1. Kurs dollar pada tanggal 23 Juni 2021, US \$ 1 = Rp. 14.493,11 (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 prarancangan 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 |

(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 pada tabel dibawah ini.

Tabel 10.1 Biaya Alat Proses

No	Alat	Ukuran	Harga Satuan 2014 (\$)	Harga Satuan 2021 (\$)	Jumlah	Harga (\$)
1	Belt Conveyor	75 ft	33.800	42.065,48	1	42.065,48
2	Crusher	1 ft	29.400	36.589,502	1	36.589,502
3	Screw Conveyor	75 ft	33.800	42.065,48	3	126.196,445
4	Tangki Ekstraktor	13483,104 gall	108.200	134.659,32	1	134.659,32
5	Rotary Drum Vacuum Filter	608 ft ²	483.500	601.735,51	2	1.203.471,03
6	Vaporizer	405,897 ft ²	130.700	162.661,49	1	162.661,49
7	Kondensor – 312	1354,31 ft ²	65.100	81.019,61	1	81.019,61
8	Mixer	13387,71 gall	356.400	443.554,37	2	887.108,74
9	Rotary Dryer	34,44 ft ²	180.500	224.639,63	1	224.639,63
10	Blower	101,18 ft ³	800	995,63	1	995,63
11	Cooler	6103816,5 btu/hr	1.793.700	2.232.332,97	1	2.232.332,97
12	Kondensor – 345	23,648 ft ²	3.900	4.853,71	1	4.853,71
13	Kondensor – 352	94,679 ft ²	8.300	10.329,69	1	10.329,69
14	Tangki HCl	53684,52 gall	146.300	182.076,33	1	182.076,33
15	Penampung Cake kulit	42379,22 gall	13.283	13.283	1	13.283
16	Pompa – 212	0,5 in	800	995,63	1	995,63
17	Pompa – 221	5 in	4.600	5.724,89	1	5.724,89
18	Pompa – 311	4 in	3.800	4.729,25	1	4.729,25
19	Pompa – 315	3 in	2.900	3.609,17	1	3.609,17
20	Pompa – 313	5 in	4.600	5.724,89	1	5.724,89
21	Tangki – 314	4305273,5 gall	2.969.500	3.695.664,14	1	3.695.664,14

22	Pompa – 321	3 in	2.900	3.609,17	1	3.609,17
23	Pompa – 353	1 in	1.100	1.368,99	1	1.368,99
24	Pompa – 322	1 in	1.100	1.368,99	1	1.368,99
25	Pompa – 331	3 in	2.900	3.609,17	1	3.609,17
26	Pompa – 351	3 in	2.900	3.609,17	1	3.609,17
27	Tangki – 354	440918,74 gall	675.200	840.314	1	840.314
28	Tangki – 344	30105,57 gall	119.200	148.349,27	1	148.349,27
29	Tangki – 350	6557,54 gall	99.200	123.458,45	1	123.458,45
30	Pompa – 346	0,125 in	4.000	4.978,16	1	4.978,16
31	Tangki -	19578,32 gall	113.200	140.882,03	1	140.882,03
Total					34	10.330.278

(matche.com, 2014)

Dari penentuan harga masing – masing alat proses diatas maka didapatkan PEC dari alat proses tersebut \$ **10.330.278 / Rp. 149.717.855.385**

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 penampung air sungai menggunakan konstruksi beton bertulang
 - Bak pengendap = 187,366 m³
 - Biaya bak = Rp 1.200.000/m³
 - Total = Rp 224.839.200
2. Bak penampung air bersih menggunakan konstruksi beton bertulang
 - Bak air bersih = 187,366 m³
 - Biaya bak = Rp 1.200.000/m³
 - Total = Rp 224.839.200
3. Bak penampung air pendingin menggunakan konstruksi beton bertulang
 - Bak air pendingin = 129,494 m³
 - Biaya bak = Rp 1.200.000/m³
 - Total = Rp 155.392.800

4. Bak penampung air domestik menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak air pendingin = 1,152 m³
 Biaya bak = Rp 1.200.000/m³
 Total = Rp 1.382.400

5. Bak penampung air proses menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak air pendingin = 47,524 m³
 Biaya bak = Rp 1.200.000/m³
 Total = Rp 57.028.800
 Total harga keseluruhan = Rp. 663.482.400

b. Alat Utilitas dari Luar Negeri

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

Tabel 10.2 Biaya Alat Utilitas

No	Alat	Ukuran	Harga Satuan 2014 (\$)	Harga Satuan 2021 (\$)	Jumlah	Harga (\$)
1	Screening	21 ft ²	16.200	20.161,56	1	20.161,56
2	Sand Filter	27,96 ft ²	85.900	106.906,06	1	106.906,06
3	Penukar Kation	50,3 ft ²	197.000	245.174,55	1	245.174,55
4	Penukar Anion	50,3 ft ²	197.000	245.174,55	1	245.174,55
5	Boiler	93545,76 lb/hr	1.259.800	1.567.872,6	1	1.567.872,6
6	Daerator	138,87 ft ²	6.350	7.902,83	1	7.902,83
7	Clarifier	24748,43 gall	53.600	66.707,39	1	66.707,39
8	Tangki – 03	26902,22 gall	138.100	171.871,09	1	171.871,09
9	Tangki – 04	104,612 gall	61.400	76.414,81	1	76.414,81
10	Tangki – 05	1,585 gall	10.500	13.067,68	1	13.067,68
11	Pompa 1	6 in	5.400	6.720,52	1	6.720,52
12	Pompa 2	6 in	5.400	6.720,52	1	6.720,52
13	Pompa 3	6 in	5.400	6.720,52	1	6.720,52
14	Pompa 4	4 in	3.800	4.729,25	1	4.729,25
15	Pompa 5	10 in	7.200	8.960,69	1	8.960,69
16	Pompa 6	1 in	1.100	1.368,99	1	1.368,99
Total						2549753,12

(mathe.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 Biaya Utilitas

No	Item	Biaya
1	Utilitas dalam negeri	Rp. 663.482.400
2	Utilitas luar negeri	Rp. 36.953.852.441
Jumlah		Rp. 37.617.334.841

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 insulation (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.
3. Upah buruh = Rp. 50.000/manhour

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 = 10-40% PEC

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Harga peralatan proses di negara pembuatan (PEC) = Rp. 149.717.855.385

Dipilih = 25%

PEC sampai tempat = 125% x Rp. 149.717.855.385

= Rp. 187.147.319.231

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

Material = 11% x Rp. 149.717.855.385

= Rp. 16.468.964.092

Buruh (32% PEC) = 32% x Rp. 149.717.855.385

$$= \text{Rp. } 47.909.713.723$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\text{Rp.}47.909.713.723}{\text{Rp.}50.000}$$

$$= \text{Rp. } 958.194$$

3. Instrumentation and Controls

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

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

$$\text{Material (12\% PEC)} = 12\% \times \text{Rp. } 149.717.855.385$$

$$= \text{Rp. } 17.966.142.646$$

$$\text{Buruh (3\% PEC)} = 3\% \times \text{Rp. } 149.717.855.385$$

$$= \text{Rp. } 4.491.535.662$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\text{Rp.}4.491.535.662}{\text{Rp.}50.000}$$

$$= \text{Rp. } 89.831 / \text{manhour}$$

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)

$$\text{Material (49\% PEC)} = 49\% \times \text{Rp. } 149.717.855.385$$

$$= \text{Rp. } 73.361.749.139$$

$$\text{Buruh (37\% PEC)} = 37\% \times \text{Rp. } 149.717.855.385$$

$$= \text{Rp. } 55.395.606.493$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\text{Rp.}55.395.606.493}{\text{Rp.}50.000 / \text{manhour}}$$

$$= \text{Rp. } 1.107.912 / \text{manhour}$$

5. Electrical Equipment and Materials

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

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

$$\begin{aligned} \text{Material (12\% PEC)} &= 12\% \times \text{Rp. } 149.717.855.385 \\ &= \text{Rp. } 17.966.142.646 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (3\% PEC)} &= 3\% \times \text{Rp. } 149.717.855.385 \\ &= \text{Rp. } 4.491.535.662 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\text{Rp. } 4.491.535.662}{\text{Rp. } 50.000} \\ &= \text{Rp. } 89.831 / \text{manhour} \end{aligned}$$

6. Insulation

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

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% PEC)} &= 3\% \times \text{Rp. } 149.717.855.385 \\ &= \text{Rp. } 4.491.535.662 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (5\% PEC)} &= 5\% \times \text{Rp. } 149.717.855.385 \\ &= \text{Rp. } 7.485.892.769 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\text{Rp. } 7.485.892.769}{\text{Rp. } 50.000 / \text{manhour}} \\ &= \text{Rp. } 149.718 / \text{manhour} \end{aligned}$$

Total DC alat proses dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 10.4 Total DC Alat Proses

Komponen	Biaya (Rp)
Harga alat sampai di tempat	187.147.319.231
Instalasi	64.378.677.815
Instrumentasi dan <i>control</i>	22.457.678.308
Pemipaan	128.757.355.632
Instalasi listrik	22.457.678.308
Instalasi Isolasi	11.977.428.431
Jumlah	437.176.137.725

b. Direct Cost (DC) Alat Utilitas

Biaya utilitas terbagi menjadi 2 kelompok yaitu:

- 1) Biaya utilitas dalam negeri

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

Biaya utilitas dalam negeri = Rp. 663.482.400

2) 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 = 25%

Purchasing Equipment Cost (PEC) sampai tempat

= 125% x Rp. 36.953.852.441

= Rp. 46.192.315.551

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

Material = 11% x Rp. 36.953.852.441

= Rp. 4.064.923.769

Buruh (32% PEC) = 32% x Rp. 36.953.852.441

= Rp. 11.852.232.781

Jumlah manhour = $\frac{\text{Rp.11.852.232.781}}{\text{Rp.50.000 /manhour}}$

= Rp. 236.505 / manhour

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).

$$\begin{aligned} \text{Material (12\% PEC)} &= 12\% \times \text{Rp. } 36.953.852.441 \\ &= \text{Rp. } 4.434.462.293 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (3\% PEC)} &= 3\% \times \text{Rp. } 36.953.852.441 \\ &= \text{Rp. } 1.108.615.573 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\text{Rp. } 1.108.615.573}{\text{Rp. } 50.000 / \text{manhour}} \\ &= \text{Rp. } 22.172 / \text{manhour} \end{aligned}$$

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, peralatan. (Peter & Timmerhaus, 1991).

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

$$\begin{aligned} \text{Material (49\% PEC)} &= 49\% \times \text{Rp. } 36.953.852.441 \\ &= \text{Rp. } 18.107.387.696 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (37\% PEC)} &= 37\% \times \text{Rp. } 36.953.852.441 \\ &= \text{Rp. } 13.672.925.403 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\text{Rp. } 13.672.925.403}{\text{Rp. } 50.000 / \text{manhour}} \\ &= \text{Rp. } 273.459 / \text{manhour} \end{aligned}$$

5) Electrical Equipment and Materials

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

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

$$\begin{aligned} \text{Material (12\% PEC)} &= 12\% \times \text{Rp. } 36.953.852.441 \\ &= \text{Rp. } 4.434.462.293 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (3\% PEC)} &= 3\% \times \text{Rp. } 36.953.852.441 \\ &= \text{Rp. } 1.108.615.573 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\text{Rp. } 1.108.615.573}{\text{Rp. } 50.000 / \text{manhour}} \\ &= \text{Rp. } 22.172 / \text{manhour} \end{aligned}$$

6) Insulation

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

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% PEC)} &= 3\% \times \text{Rp. } 36.953.852.441 \\ &= \text{Rp. } 1.108.615.573 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (5\% PEC)} &= 5\% \times \text{Rp. } 36.953.852.441 \\ &= \text{Rp. } 1.847.692.622 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\text{Rp. } 1.847.692.622}{\text{Rp. } 50.000 / \text{manhour}} \\ &= \text{Rp. } 36.954 / \text{manhour} \end{aligned}$$

Total DC alat utilitas dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 10.5 Total DC Alat Utilitas

Komponen	Biaya (Rp)
Harga alat sampai di tempat	46.192.315.551
Instalasi	15.917.156.550
Instrumentasi dan <i>control</i>	5.543.077.866
Pemipaan	31.780.313.099
Instalasi listrik	5.543.077.866
Instalasi Isolasi	2.956.308.195
Harga alat dalam negeri	663.482.400
Jumlah	108.595.731.527

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 Biaya Bangunan

No	Nama Bangunan	Jenis bangunan	Luas (m ²)	Total Harga (Rp)
1	Area Proses	Biasa	3000	9.000.000.000
2	Kantor	Mewah	700	3.500.000.000

3	Parkir	-	1000	155.000.000
4	Tempat Ibadah	Biasa	200	600.000.000
5	Kantin	Biasa	80	240.000.000
6	Poliklinik	Mewah	200	1.000.000.000
7	Bengkel	Sederhana	200	400.000.000
8	Pembangkit Listrik	Sederhana	400	800.000.000
9	Pengolahan Air	Sederhana	600	1.200.000.000
10	Ruang Boiler	Sederhana	300	600.000.000
11	Area Perluasan	-	6000	930.000.000
12	Pos Keamanan	Sederhana	50	100.000.000
13	Jalan	-	7000	1.085.000.000
14	Laboratorium	Biasa	380	1.140.000.000
15	Gudang Produk	Sederhana	500	1.000.000.000
16	Taman	Sederhana	500	1.000.000.000
17	Gudang Bahan Baku	Sederhana	600	1.200.000.000
18	Pengolahan Limbah	Sederhana	700	1.400.000.000
Total				25.350.000.000

Total biaya untuk bangunan = Rp. 25.350.000.000

d. Direct Cost (DC) Land & Yard

Total kebutuhan tanah pabrik = 130 m × 200 m
= 26.000 m²

Harga tanah sebesar = Rp. 4.000.000 / m²

Berdasarkan dari (Masyarakat Maroangin, Kota Palopo) sehingga biaya untuk pembelian tanah:

Harga Tanah = Rp. 4.000.000/m² x 26.000 m²
= Rp. 104.000.000.000

Total Direct Cost Pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 10.7 Total DC Pabrik Pektin

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Alat proses	437.176.137.725
2	Alat utilitas	108.595.731.527

3	Bangunan	25.350.000.000
4	Tanah	104.000.000.000
Jumlah		675.121.869.252

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)

No	Komponen	Rp
1	Physical Plant Cost	675.121.869.252
2	Engineering and Construction (25%)	168.780.467.313
Total		843.902.336.565

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 statistic terbukti bersifat berulang. Faktor kontingensi berkisar antara 5 - 20% dari Direct Plant Cost Pabrik (Peters & Timmerhauss, 1991)

6. Fixed Capital Investment (FCI)

No.	Komponen	Rp.
1	Direct Plant Cost	843.902.336.565
2	Contractor fee (5 %)	42.195.116.828
3	Contingency (15 %)	126.585.350.485
Total		1.012.682.803.878

Fixed Capital Investment (FCI)
= Rp. 1.012.682.803.878

7. Perkiraan penjualan

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut.

- Harga jual produk Pektin (Pektin Padat, Pektin cair, dan Cake kulit kakao) mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal.
- Produksi pada tahun pertama langsung 100%

1. Penjualan Pektin

Kapasitas = 6.000.000 kg/tahun
Harga jual = Rp 200.000 / kg
Penjualan = Rp 1.200.000.000.000 /tahun

2. Penjualan Cake Kulit Kakao

Kapasitas = 56.979.000 kg/tahun
Harga jual = 1.000 / kg

Penjualan = Rp 56.979.000.000

3. Penjualan Larutan Pektin Encer

Kapasitas = 146.556.418 kg/tahun
Harga jual = 2.000 / kg
Penjualan = Rp 293.112.836.000

Total hasil penjualan tahunan

= Rp 1.200.000.000.000 + Rp 56.979.000.000 + Rp 293.112.836.000
= Rp. 1.550.091.836.000

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 di pabrik Pektin diperlukan beberapa bahan baku utama agar proses produksi dapat berjalan, bahan-bahan tersebut berupa Kulit Kakao, Larutan HCl, dan Larutan Isopropil Alkohol. Dalam perhitungan biaya bahan baku diambil asumsi sebagai berikut:

Berikut biaya dari masing – masing bahan baku:

a. Kulit Kakao Kering

Harga = Rp 5.000 /kg
Kebutuhan = 60.427.220 kg/tahun
Biaya = Rp 302.136.100.200/tahun

b. Larutan HCl

Harga = Rp 25.000 /kg
Kebutuhan = 2.205.593 kg/tahun
Biaya = Rp 55.139.825.000/tahun

c. Larutan Isopropil Alkohol

Harga = Rp 36.000/kg
Kebutuhan = 12.025.578 kg/tahun
Biaya = Rp 438.920.808.000/tahun

2. Operating Labour

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

Tabel 10.8 Total Biaya Operating Labour

No	Jabatan	Jumlah	Gaji / Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Dewan Komisaris	3	73.000.000	219.000.000
2	Direktur	1	50.000.000	50.000.000
3	Sekretaris	1	18.000.000	18.000.000
4	Manager Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
5	Manager Adminstrasi & Keuangan	1	20.000.000	20.000.000
6	Manager Umum & Personalia	1	20.000.000	20.000.000
7	Manager Teknik	1	20.000.000	20.000.000
8	Manager Produksi	1	20.000.000	20.000.000

9	Kepala Bagian K3 dan Lingkungan	1	15.000.000	15.000.000
10	Kepala Bagian Penjualan	1	15.000.000	15.000.000
11	Kepala Bagian Pembelian	1	15.000.000	15.000.000
12	Kepala Bagian Adminstrasi	1	15.000.000	15.000.000
13	Kepala Bagian Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
14	Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000
15	Kepala Bagian Personalia	1	15.000.000	15.000.000
16	Kepala Bagian Mesin	1	15.000.000	15.000.000
17	Kepala Bagian Listrik	1	15.000.000	15.000.000
18	Kepala Bagian Sipil	1	15.000.000	15.000.000
19	Kepala Bagian Proses	1	15.000.000	15.000.000
20	Kepala Bagian Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
21	Kepala Seksi K3	1	10.000.000	10.000.000
22	Kepala Seksi Lingkungan	1	10.000.000	10.000.000
23	Kepala Seksi Kesehatan	1	10.000.000	10.000.000
24	Kepala Seksi Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
25	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	10.000.000	10.000.000
26	Kepala Seksi Instrumentasi	1	10.000.000	10.000.000
27	Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	10.000.000	10.000.000
28	Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	10.000.000
29	Kepala Seksi Riset & Pengembangan	1	10.000.000	10.000.000
30	Kepala Seksi Laboratorium	1	10.000.000	10.000.000
31	Kepala Seksi Pengolahan Air	1	10.000.000	10.000.000
32	Kepala Seksi Limbah	1	10.000.000	10.000.000
33	Karyawan Produksi	42	6.000.000	252.000.000
34	Karyawan Teknik	22	5.000.000	110.000.000
35	Karyawan Adminstrasi & Keuangan	10	4.500.000	45.000.000
36	Karyawan Pemasaran	10	4.500.000	45.000.000
37	Karyawan Umum & Personalia	8	4.500.000	36.000.000
38	Dokter	1	8.000.000	8.000.000
39	Perawat	4	4.000.000	16.000.000

40	Petugas Keamanan	14	3.500.000	49.000.000
41	Petugas Kebersihan	10	2.500.000	25.000.000
42	Supir	4	4.000.000	16.000.000
Jumlah		159	-	1.286.000.000

Total biaya operating labour

= Rp 1.286.000.000/bulan

= Rp 1.286.00.000/bulan x 12 bulan/tahun

= Rp 15.432.000.000/tahun

3. 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% x Rp. 15.432.000.000

= Rp 1.543.200.000

4. 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).

Diambil biaya maintenance = 2% FCI

Biaya maintenance = 2% x Rp. 1.012.682.803.878

= Rp 20.253.656.078

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)

$$\begin{aligned}\text{Biaya plant supplies (10\% maintenance)} &= 10\% \times \text{Rp } 20.253.656.078 \\ &= \text{Rp } 2.025.365.608\end{aligned}$$

6. Royalties and Patents

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

$$\begin{aligned}&= 1\% \times \text{Rp } 1.550.091.836.000 \\ &= \text{Rp } 15.500.918.360\end{aligned}$$

7. Utilities

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

a. Asam Sulfat

$$\begin{aligned}\text{Harga} &= \text{Rp } 25.000/\text{kg} \\ \text{Kebutuhan} &= 923.116 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya} &= \text{Rp } 23.077.900.000\end{aligned}$$

b. NaOH

$$\begin{aligned}\text{Harga} &= \text{Rp } 14.000 /\text{kg} \\ \text{Kebutuhan} &= 32.092 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya} &= \text{Rp } 449.288.000\end{aligned}$$

c. Kaporit

$$\begin{aligned}\text{Harga} &= \text{Rp } 41.000/\text{kg} \\ \text{Kebutuhan} &= 50,688 \text{ kg/tahun}\end{aligned}$$

Biaya = Rp 20.782.080

d. Alum ($Al_2(SO_4)_3$)

Harga = Rp 12.000/kg

Kebutuhan = 18.549 kg/tahun

Biaya = Rp 222.588.000

e. Listrik

Harga = Rp 1.644,52 kWh

Kebutuhan = 1.227.600 kWh / tahun

Biaya = Rp 2.018.812.752

f. Bahan Bakar

Harga = Rp 11.950 /liter

Kebutuhan = 163.350 liter/tahun

Biaya = Rp 1.952.032.500

g. Natrium Karbonat

Harga = Rp 18.000 / kg

Kebutuhan = 332,64 kg/tahun

Biaya = Rp 5.987.520

Total biaya bahan utilitas = Rp. 23.747.390.852

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Biaya bahan baku	796.196.733.200
2	Biaya bahan Utilitas	23.747.390.852
3	<i>Operating Labour</i>	15.432.000.000
4	<i>Supervise</i>	1.543.200.000
5	<i>Maintenance</i>	20.253.656.078
6	<i>Plant supplies</i>	2.025.365.608
7	<i>Royalties and patents</i>	15.500.918.360
Jumlah		874.699.264.098

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 social, 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)

$$= 15\% \times \text{Operating Labor}$$

$$= 15\% \times \text{Rp } 15.432.000.000$$

$$= \text{Rp } 2.314.800.000$$

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)

$$= 10\% \text{ Operating labor}$$

$$= 10\% \times \text{Rp } 15.432.000.000$$

$$= \text{Rp } 1.543.200.000$$

3. Packaging & Shipping

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

Dalam perhitungan biaya packaging diambil = 0,5% total penjualan

$$= 0,5\% \times \text{total penjualan}$$

$$= 0,5\% \times \text{Rp } 1.550.091.836.000$$

$$= \text{Rp } 7.750.459.180$$

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% Operating Labor

= 50% x Rp 15.432.000.000

= Rp 7.716.000.000

Total Indirect Manufacturing Cost dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 10.9 Total IMC

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	2.314.800.000
2	<i>Laboratorium</i>	1.543.200.000
3	<i>Plant Overhead</i>	7.716.000.000
4	<i>Packaging & Shipping</i>	7.750.459.180
Jumlah		19.324.459.180

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)

Biaya depresiasi = 10% Fixed Capital Investment (Aries & Newton, 1955)

= 10% x Rp 1.012.682.803.878

= Rp 101.268.280.388

2. Property taxes

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

Biaya property taxes diambil 2% Fixed Capital Investment

= 2% x Rp 1.012.682.803.878

= Rp 20.253.656.078

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

$$= 2\% \times \text{Rp } 1.012.682.803.878$$

$$= \text{Rp } 20.253.656.078$$

Total Fixed Manufacturing Cost dapat dilihat pada table dibawah ini

Tabel 10.10 Total FMC

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	101.268.280.388
2	<i>Property Tax</i>	20.253.656.078
3	Asuransi	20.253.656.078
Jumlah		141.775.592.544

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

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

Tabel 10.11 Total MC

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	DMC	874.699.264.098
2	IMC	19.324.459.180
3	FMC	141.775.592.544
Jumlah		1.035.799.315.822

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 796.196.733.200 / 12 bulan

= Rp 66.349.727.767

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)

= 1,5 x Manufakturing Cost/Bulan

= 1,5 x Rp 1.035.799.315.822 / 12 bulan

= Rp 129.474.914.478

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)

= Manufacturing Cost/Bulan

= Rp 1.035.799.315.822 / 12 bulan

= Rp 86.316.609.652

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)

= Manufacturing Cost/Bulan

= Rp 1.035.799.315.822 / 12 bulan

= Rp 86.316.609.652

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)

= 2 x Manufacturing cost/bulan

= 2 x Rp 1.035.799.315.822 / 12 bulan

= Rp 172.633.219.304

Total biaya Working capital dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 10.12 Total Biaya WC

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	66.349.727.767
2	<i>In Process Inventory</i>	129.474.914.478
3	<i>Product Inventory</i>	86.316.609.652
4	<i>Available Cash</i>	86.316.609.652
5	<i>Extended Credit</i>	172.633.219.304
Jumlah		541.091.080.853

13. Total Modal (Capital Investment)

Total modal (Capital Investments) merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja

= Fixed Capital Investment + Working Capital

= Rp 1.012.682.803.878 + Rp 541.091.080.853

= Rp 1.553.773.884.731

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)

$$\begin{aligned}\text{Biaya administrasi diambil} &= 3\% \text{ Manufacturing Cost} \\ &= 3\% \times \text{Rp } 1.035.799.315.822 \\ &= \text{Rp } 31.073.979.475\end{aligned}$$

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)

$$\begin{aligned}\text{Biaya sales} &= 8\% \text{ Manufacturing Cost} \\ &= 8\% \times \text{Rp } 1.035.799.315.822 \\ &= \text{Rp } 82.863.945.266\end{aligned}$$

3. Finance

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

$$\begin{aligned}\text{Biaya finance diambil 5\% dari FCI + WC} \\ &= 5\% \times (\text{Rp } 1.012.682.803.878 + \text{Rp } 541.091.080.853) \\ &= \text{Rp } 77.688.694.237\end{aligned}$$

4. Riset

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

$$\begin{aligned}\text{Biaya riset} &= 2\% \text{ Total penjualan} \\ &= 2\% \times \text{Rp } 1.550.091.836.000 \\ &= \text{Rp } 31.001.836.720\end{aligned}$$

Total biaya general expense dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 10.13 Total Biaya GE

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Administrasi	31.073.979.475
2	<i>Sales expenses</i>	82.863.945.266
3	<i>Finance</i>	77.688.694.237
4	<i>Research</i>	31.001.836.720
Jumlah		222.628.455.698

15. Total Biaya Produksi

Total biaya produksi

= Manufacturing cost + General expense

= Rp 1.035.799.315.822 + Rp 222.628.455.698

= Rp 1.258.427.771.520

Harga Jual dan Harga Dasar

- Harga Dasar

Kapasitas produksi pertahun = 6.000.000 kg

$$\text{Harga dasar} = \frac{\text{Rp.1.258.427.771.520}}{6.000.000 \text{ kg}}$$

$$= \text{Rp } 209.737 / \text{kg}$$

- Harga Jual

Harga jual Pektin = Rp 200.000 /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 1.550.091.836.000 - Rp 1.258.427.771.520

= Rp 291.664.064.480 / tahun

- b. Keuntungan setelah pajak (20% keuntungan sebelum pajak)

Keuntungan produksi

= Keuntungan sebelum pajak x (100 – 20)%

= Rp 291.664.064.480 /tahun x 80%

= Rp 233.331.251.584 /tahun

2. Analisis Kelayakan

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

Fixed Cost (Fa):

1. Depresiassi (10% FCI)	= Rp 101.268.280.388
2. Property tax (2% FCI)	= Rp 20.253.656.078
3. Insurance (2% FCI)	= Rp 20.253.656.078 +
	<hr/>
	= Rp 141.775.592.544

Variable Cost (Va)

1. Biaya Bahan Baku	= Rp 796.196.733.200
2. Packaging& Shipping	= Rp 7.750.459.180
3. Utilitas	= Rp 23.747.390.852
4. Royalty dan Patent	= Rp 15.500.918.360 +
	<hr/>
	= Rp 843.195.501.592

Regulated Cost (Ra)

1. Gaji Operating Labor	= Rp 15.432.000.000
2. Payroll Overhead	= Rp 2.314.800.000
3. Plant Overhead	= Rp 7.716.000.000
4. Supervisi	= Rp 1.543.200.000
5. Laboratorium	= Rp 1.543.200.000
6. General Expense	= Rp 222.628.455.698
7. Maintenance	= Rp 20.253.656.078
8. Plant Supplies	= Rp 2.025.365.608 +
	<hr/>
	= Rp 273.456.677.384

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

$$\text{FCI} = \text{Rp } 1.012.682.803.878$$

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp } 291.664.064.480$$

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp.}645.513.159.556}{\text{Rp.}1.012.682.803.878} \times 100\% \\ &= 28,8 \% \end{aligned}$$

b. Sesudah pajak

$$\text{Laba sesudah pajak} = \text{Rp } 233.331.251.584$$

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp.}233.331.251.584}{\text{Rp.}1.012.682.803.878} \times 100\% \\ &= 23,04 \% \end{aligned}$$

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:

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp } 291.664.064.480$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 1.012.682.803.878$$

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

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp } 1.012.682.803.878}{\text{Rp } 291.664.064.480 + (0,1 \times \text{Rp } 1.012.682.803.878)} \\ &= 2,57 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Sesudah pajak:

Laba sesudah pajak = Rp 233.331.251.584

POT sebelum pajak = $\frac{\text{Rp } 1.012.682.803.878}{\text{Rp } 233.331.251.584 + (0,1 \times \text{Rp } 1.012.682.803.878)}$
= 3,02 tahun

3. Break Even Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produksinya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian. Besarnya BEP yang dapat diterima adalah 40-60%

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

Perhitungan BEP

Fa = Rp 141.775.592.544

Ra = Rp 273.456.677.384

Sa = Rp 1.550.091.836.000

Va = Rp 843.195.501.592

$$\text{BEP} = \frac{\text{Rp } 141.775.592.544 + (0,3 \times \text{Rp } 273.456.677.384)}{\text{Rp } 1.550.091.836.000 - \text{Rp } 843.195.501.592 - (0,7 \times \text{Rp } 273.456.677.384)}$$

= 43,42 %

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.

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

Perhitungan SDP

Fa = Rp 141.775.592.544

Ra = Rp 273.456.677.384

Sa = Rp 1.550.091.836.000

Va = Rp 843.195.501.592

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \times \text{Rp } 273.456.677.384}{\text{Rp } 1.550.091.836.000 - \text{Rp } 843.195.501.592 - (0,7 \times \text{Rp } 273.456.677.384)}$$

= 15,91 %

5. Dicounted 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 dating 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 1.012.682.803.878

SV = Rp 101.268.280.388

WC = Rp 541.091.080.853

Depresiasi = Rp 101.268.280.388

CF = keuntungan setelah pajak + depresiasi + finance

= Rp 233.331.251.584 + Rp 101.268.280.388 + Rp 77.688.694.237

= Rp 412.288.226.209

Trial & error untuk mencari harga i.

Rumus perhitungan:

$$\begin{matrix} (FCI + WC)(1 + i)^n - SV - WC & = & CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1] \\ R & = & S \end{matrix}$$

Sehingga diperoleh:

Interest (i) = 24,74 %

Nilai bunga komersial di Indonesia saat ini berkisar 7,95% per tahun (<http://bi.go.id>) . Sehingga nilai interest pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.

BAB XI

KESIMPULAN

Dari hasil beberapa analisa Pra Rancangan Pabrik Pektin dari Kulit Buah Kakao ini diperoleh beberapa kesimpulan :

1. Pabrik dirancangkan beroperasi selama 330 hari per tahun, 24 jam per hari dengan kapasitas produksi pektin dari kulit kakao 6.000 ton/tahun.
2. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di Kawasan Industri Palopo, Kota Palopo, Sulawesi Selatan.
3. Bentuk badan usaha direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT) dan bentuk organisasi yang direncanakan adalah organisasi dengan sistem garis, dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 159 orang.
4. Hasil evaluasi ekonomi :
 - a. Total modal investasi : Rp 1.553.773.884.731
 - b. Biaya Produksi (per tahun) : Rp 1.258.427.771.520
 - c. Hasil Penjualan (per tahun) : Rp 1.550.091.836.000
 - d. Laba Bersih : Rp 233.331.251.584
 - e. Shut Down Point (SDP) : 15,91 %
 - f. Break Even Point (BEP) : 43,42 %
 - g. Return on Investment (ROI) : 23,04 %
 - h. Pay Out Time (POT) : 3,02 tahun
 - i. Discounted Cash Flow (DCF): 24,74 %
5. Berdasarkan data analisa ekonomi di atas maka dapat disimpulkan bahwa Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Pektin dari Kulit Kakao ini layak untuk dilanjutkan ke tahap perancangan yang lebih terperinci sehingga dapat didirikan dikemudian hari sebagai pabrik yang profitable.

DAFTAR PUSTAKA

- Agustina. 2010. **Ekstraksi Pektin dari Kulit Buah Kakao**. Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, USU : Medan.
- Amelia. 2000. *Technology Utilization of Skin Cacao*. Diakses dari situs <http://global-agriculture.blogspot.com>.
- Amon. 2005. *Water Efficiency Guide for Laboratories*. Diakses dari situs <http://www.labs21century.gov>.
- Anonim. 2010. *Europe Pectin Plant*. Diakses dari situs <http://www.akpetrochem.com>.
- _____. 2014. *Chemicals Market Lists*. Diakses dari situs <http://www.matche.com>.
- _____. 2021. *Annual Plant Cost Index*. Diakses dari situs www.chemengonline.com.
- _____. 2021. **Kurs Valuta Asing**. Diakses dari situs <http://www.bi.go.id>.
- _____. 2021. *Pectin and Its Application*. Diakses dari situs <http://www.ippa.com>, (International Pectin Producers Association).
- _____. 2021. *Pectin*. Diakses dari situs <http://www.wikipedia.com>.
- _____. 2021. *Pectin Powder and Pectin Low Concentrate Solution*. Diakses dari situs <http://www.alibaba.com>.
- _____. 2021. *Product Price Lists*. Diakses dari situs <http://www.alibaba.com>.
- _____. 2021. *World Pectin Consumption and Market*. Diakses dari situs <http://www.auic.com.ua>, (Association Ukrainian Invention Companies).
- Aries, R. S. & Newton R. D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc. Graw Hill Book Company. New York.
- AWWA. 1971. *Standard Methods For The Examination of Water and Waste Water*. American Water Works Association. Washington D.C.
- BPS. 2021. **Statistik Impor Indonesia**. Badan Pusat Statistik.
- Brownell, L.E, Young, E. H. 1959. *Process Equipment Design*, Willay Eastern Ltd, New York.
- Eckenfelder. 2008. *Industrial Water Pollution Control*. McGraw-Hill Book Company Inc : New York.

- Foust, A.S. 1979. *Principal of Unit Operation*. Jhon Willey & Sons Inc : London.
- Geankopolis, C.J. 1997. *Transport Process and Unit Operation*. Prentice-Hall Inc. New York.
- Glicksman, R. 1969. *Physical and Chemical Properties of Pectin*. California:Research Media.
- Ibrahim Jati Kusuma. & Ismi Darmastuti. 2010. *Pelaksanaan Program Keselamatan dan Kesehatan Kerja Karyawan PT Bitratex Industries Semarang*.
- Ilfani, Grisma. & Rini Nugraheni. 2013. *Analisis Pengaruh Kesehatan dan Keselamatan Kerja terhadap Kinerja Karyawan pada PT Apac Inti Corpora Bawen Jawa Tengah Unit Spining 2*. Diponegoro Journal Of Management. Vol.2. No.3.
- International Trade Statistic. 2021. **Peluang Ekspor Pektin**.
- Kemmer, F. N. 1998. *The Nalco Water Handbook*. Mc. Graw Hill Company. New York.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Mc Graw-Hill Bool Company Inc : New York.
- Kertezs, Z. I. 1951. *The Pectic Substances*. Interscience Publisher Inc., New York.
- Kirk, R.E. & Othmer, D.F., 1983, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd Edition, A Wiley Inter Science Publisher Inc., New York.
- Lorch, Walter. 1981. *Handbook of Water Purification*. Mc-Graw Hill Book Company Inc : London.
- Metcalf and Eddy. 1991. *Waste Water Engineering Treatment Disposal and Reuse*. McGraw-Hill Book Company Inc : New York.
- Muminov, N.S. 1997. *Features of The Precipitation of Pectin Substances from The Husks of Theobroma cacao*. Plenum Publishing Corporation : New York.
- National Research Development Corporation. 2004. *High Grade Pectin from Cocoa shell*.
- Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D. 2004. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th ed*. Mc Graw Hill Book Co, Inc. New York.

- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D. 2004. *Plant Design and Economics for Chemical Engineering 5th edition*. Jhon Wiley & Sons Inc. : New York.
- Perry, R.H., Green, D. W. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th ed.* Mc-Graw Hill Book Company, New York.
- Perry, R.H., Green, D. 1999. *Chemical Engineering Handbook*. Mc-Graw Hill Book Company Inc : New York.
- Rachmawan, dkk. 2005. **Ekstraksi dan Karakteristik Pektin dari Kulit Buah Kakao**. Balai Penelitian Bioteknologi Perkebunan Indonesia : Bogor.
- Riyadi, 2003. **Budi daya, Pengolahan dan Pemasaran Cokelat**. Penerbit Pohon Cahaya : Yogyakarta.
- Rusdji, M. 1999. **PPh Pajak Penghasilan**. PT. Indeks Gramedia : Jakarta.
- _____. 2004. **PPN dan PPnBM**. PT. Indeks Gramedia : Jakarta.
- Smith, J.M., dkk. 1996. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*. McGraw-Hill Book Company Inc.: New York.
- Sukha. 2007. *Manual Analysis of Fruit and Vegetable Products*. McGraw-Hill Book Company Inc.: New York.
- Suma'mur P. K. 1989. *Keselamatan Kerja dan Pencegahan Kecelakaan*. PT. Gunung Agung. Jakarta
- Suma'mur P. K. 1996. *Higene Perusahaan dan Kesehatan Kerja*. Jakarta: PT. Gunung Agung.
- Towle, G.A. and O. Christensen. 1973. Pectin. Dalam R.L. Whistler (ed.) *Industrial Gum*. Academic Press, New York.
- Vickers, Amy. 2001. *Handbook of Water Use and Conservation*. Amherst, MA : Water Plow Press.
- Walas, Stanley M. 1988. *Chemical Process Equipment*. Butter Worth Publisher : New York.
- Yohenta. 2008. **Pektin dan Kegunaannya**. Diakses dari situs : <http://yohentasblog.blogspot.com>.

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 6.000 ton/tahun

Waktu produksi : 330 hari/tahun

Rate produksi : $\frac{6.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} = 757,5757 \text{ kg/jam}$

Yield produksi : 9,9293%

Maka, bahan baku yang dibutuhkan : $\frac{757,5757 \text{ kg/jam}}{9,9293\%} = 7.629,6995 \text{ kg/jam}$

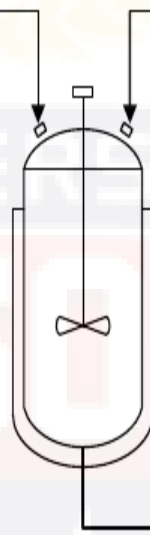
1. Ekstraktor (EX)

Alur 4

Pektin : 12,67%
Air : 5,00%
Cake Kulit Kakao : 82,33%

Alur 5

Air
HCl : 0,73%



Alur 8

Pektin*
Pektin terekstraksi
Air
Cake Kulit Kakao
HCl

Gambar A.1 Diagram Alir Ekstraktor (EX)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 4

Kulit buah kakao mengandung (Riyadi, 2003) :

- Pektin : 12,67%
- Air : 5%
- Padatan : 82,33%

Sehingga komposisi bahan masuk ekstraktor

- Pektin : $12,67\% \times 7.629,6995 \text{ kg/jam} = 966,6829 \text{ kg/jam}$
- Air : $5\% \times 7.629,6995 \text{ kg/jam} = 381,4849 \text{ kg/jam}$
- Padatan : $82,33\% \times 7.629,6995 \text{ kg/jam} = 6.281,5316 \text{ kg/jam}$

Penambahan HCl sebagai pelarut dengan perbandingan massa kulit buah kakao terhadap massa HCl adalah sebesar 1 : 5. Banyaknya larutan yang masuk :

$$7.629,6995 \text{ kg/jam} \times 5 = 38.148,4977 \text{ kg/jam.}$$

Alur 5

Konsentrasi HCl dalam pelarut adalah 0,73%.

$$\text{Jumlah HCl} : 38.148,4977 \text{ kg/jam} \times 0,73\% = 278,4840 \text{ kg/jam}$$

Larutan HCl yang tersedia adalah 37%, sehingga jumlah HCl 37% yang diperlukan untuk diencerkan adalah $\frac{278,4840 \text{ kg/jam}}{0,37} = 752,6595 \text{ kg/jam}$

$$\text{Air pada larutan HCl 37\%} = 0,63 \times 376,3297 \text{ kg/jam} = 474,1755 \text{ kg/jam.}$$

Alur 6

Maka, air yang perlu ditambahkan untuk pengenceran HCl 37% menjadi 0,73% adalah, $38.148,4977 \text{ kg/jam} - 752,6595 \text{ kg/jam} = 37.395,8382 \text{ kg/jam.}$

b. Neraca Massa Keluar

Alur 8

Komposisi pektin yang terekstraksi adalah (Rachmawan dkk, 2005) :

$$80\% \times 966,6829 \text{ kg/jam} = 773,3463 \text{ kg/jam}$$

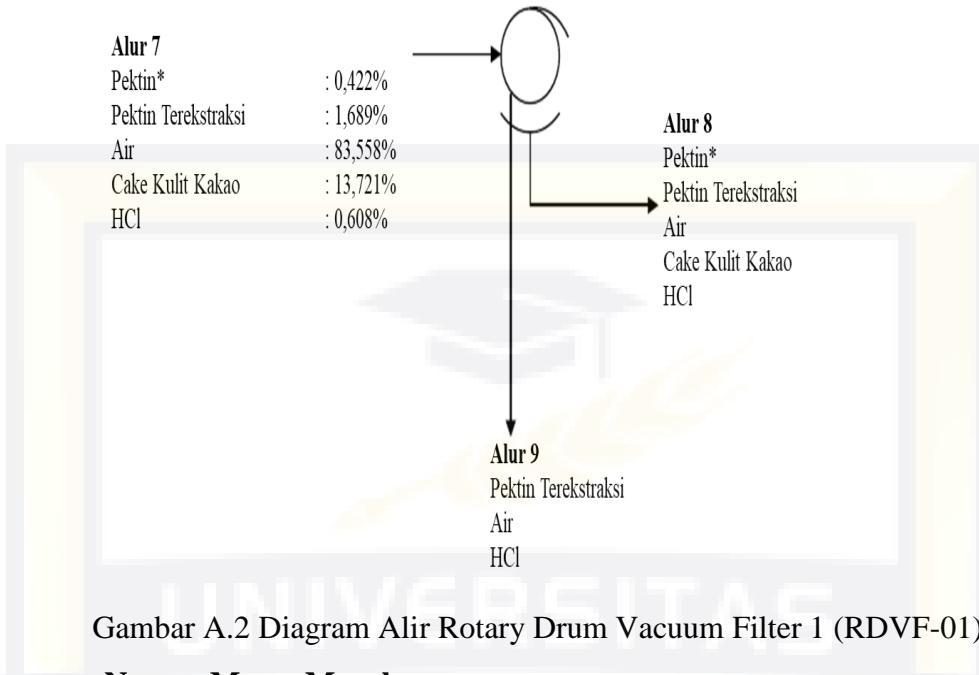
Sedangkan pektin yang tidak terekstraksi (Pektin*) adalah :

$$966,6829 \text{ kg/jam} - 773,3463 \text{ kg/jam} = 193,3365 \text{ kg/jam.}$$

Tabel A.1 Neraca Massa Total Ekstraktor (EX)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 4	Alur 7	Alur 8
Pektin*	966,6829	-	193,3365
Pektin Terekstraksi	-	-	773,3463
Air	381,4849	37.870,0137	38.251,4987
Cake Kulit Kakao	6.281,5316	-	6.281,5316
HCl	-	278,4840	278,484
Jumlah	7.629,6995	38.148,4977	45.778,1973
	45.778,1973		

2. Rotary Drum Vacuum Filter 1 (RDVF-01)



a. Neraca Massa Masuk

Alur 7

Fasa Padat :

- Pektin* = 193,3365 kg/jam
- Cake kulit kakao = 6.281,5316 kg/jam

Fasa Cair :

- Pektin = 773,3463 kg/jam
- HCl = 278,4840 kg/jam
- Air = 38.251,4987 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 8

Jika 10% dari komponen berfasa cair terikut ke fasa padat, maka total jumlah larutan yang ikut padatan (X)

$$10\% = \frac{X}{X + \text{massa padatan}} \times 100\%$$

$$10\% = \frac{X}{X + 6.474,8682} \times 100\%$$

$$X = 719,4298 \text{ kg/jam}$$

Maka banyaknya larutan yang ikut padatan

$$\text{HCl} = \frac{278,4840 \text{ kg/jam}}{39.303,3290 \text{ kg/jam}} \times 719,4298 \text{ kg/jam} = 5,0975 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = \frac{38.251,4987 \text{ kg/jam}}{39.303,3290 \text{ kg/jam}} \times 719,4298 \text{ kg/jam} = 700,1765 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Pektin} = \frac{773,3463 \text{ kg/jam}}{39.303,3290 \text{ kg/jam}} \times 719,4298 \text{ kg/jam} = 14,1557 \text{ kg/jam}$$

Alur 9

Fasa Cair :

$$\text{Pektin} = 773,3463 \text{ kg/jam} - 14,1557 \text{ kg/jam} = 759,1905 \text{ kg/jam}$$

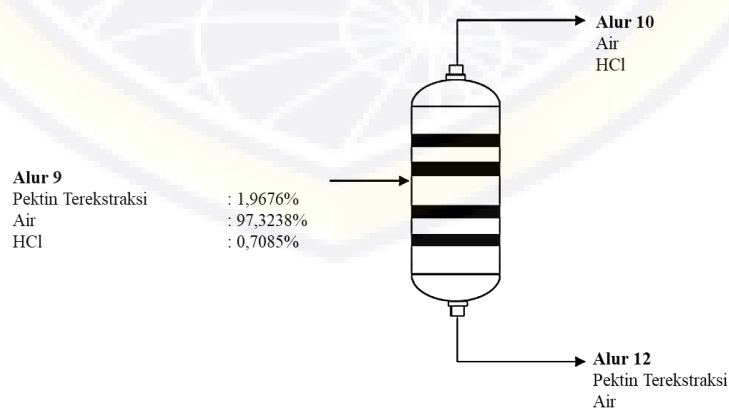
$$\text{HCl} = 278,4840 \text{ kg/jam} - 5,0975 \text{ kg/jam} = 273,3865 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = 38.251,4987 \text{ kg/jam} - 700,1765 \text{ kg/jam} = 37.551,3221 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.2 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 1 (RDVF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 7	Alur 8	Alur 9
Pektin*	193,3365	193,3365	-
Pektin Terekstraksi	773,3463	14,1557	759,1905
Air	38.251,4987	700,1765	37.551,3221
Padatan	6.281,5316	6.281,5316	-
HCl	278,4840	5,0975	273,3865
Jumlah	45.778,1973	7.194,2980	38.583,8992
		45.778,1973	

3. Vaporizer (V)



Gambar A.3 Diagram Alir Vaporizer (V)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 9

Pektin = 759,1905 kg/jam

HCl = 273,3865 kg/jam

Air = 37.551,3221 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 10

Pektin dipekatkan dalam vaporizer dengan menguapkan total pelarut sebanyak 50% (HCl diasumsikan teruapkan semuanya) sehingga jumlah air yang menguap sebanyak,

$$= 50\% \times (273,3865 \text{ kg/jam} + 37.551,3221 \text{ kg/jam}) - 273,3865 \text{ kg/jam}$$

$$= 18.638,9678 \text{ kg/jam}$$

Sedangkan HCl yang menguap sebanyak 273,3865 kg/jam

Alur 12

Fasa Cair (larutan pektin pekat) :

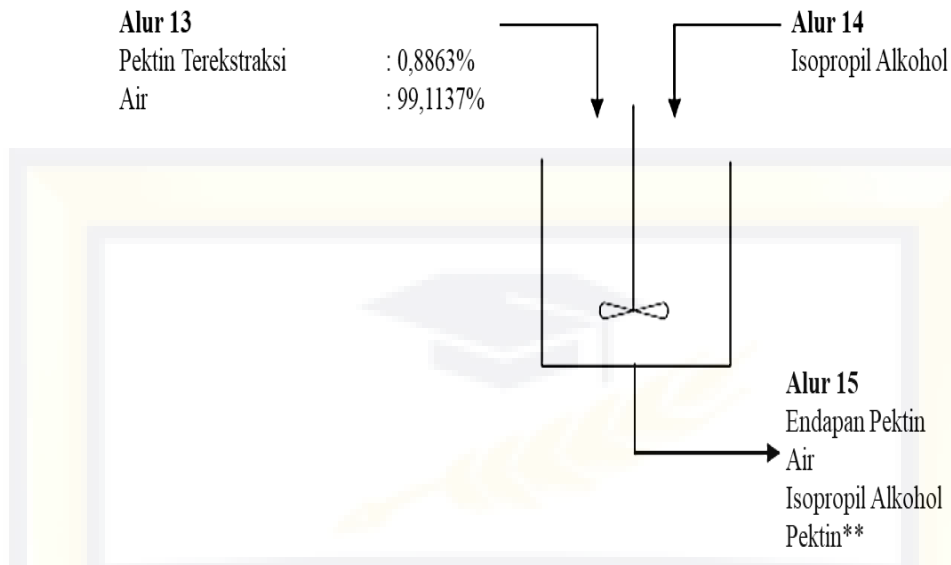
- Pektin = 759,1905 kg/jam

- Air = 18.912,3543 kg/jam

Tabel A.3 Neraca Massa Total Vaporizer (V)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 9	Alur 10	Alur 12
Pektin Terekstraksi	759,1905	-	759,1905
Air	37.551,3221	18.638,9678	18.912,3543
HCl	273,3865	273,3865	-
Jumlah	38.583,8992	18.912,3543	19.671,5449
		38.583,8992	

4. Mixer (M-01)



Gambar A.4 Diagram Alir Mixer (M-01)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 13

- Pektin = 759,1905 kg/jam
- Air = 18.912,3543 kg/jam

Alur 14

Pembentukan endapan pektin dilakukan dengan penambahan larutan Isopropil alkohol dengan perbandingan Pektin dan Isopropil alkohol 1:2 sehingga jumlah Isopropil alkohol yang ditambahkan sebanyak,

$$\begin{aligned} &= 2 \times 759,1905 \text{ kg/jam} \\ &= 1.518,3811 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Neraca Massa Keluar

Alur 15

Terdapat 2% pektin yang tidak terendapkan, maka :

$$\begin{aligned} \text{Pektin tidak terendapkan (Pektin**) } &= 0,02 \times 759,1905 \text{ kg/jam} \\ &= 15,1838 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Endapan pektin} = 759,1905 \text{ kg/jam} - 15,1838 \text{ kg/jam} = 744,0067 \text{ kg/jam}$$

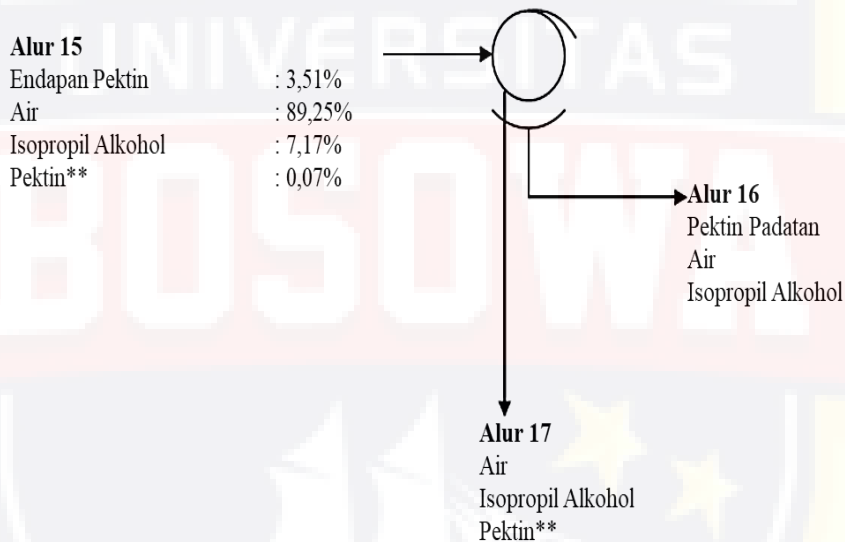
$$\text{Isopropil alkohol} = 1.518,3811 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = 18.912,3543 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.4 Neraca Massa Total Mixer (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 13	Alur 14	Alur 15
Pektin**	-	-	15,1838
Endapan pektin	759,1905	-	744,0067
Air	18.912,3543	-	18.912,3543
Isopropil alkohol	-	1.518,3811	1.518,3811
Jumlah	19.671,5449	1.518,3811	21.189,9261
	21.189,9261		

5. Rotary Drum Vacuum Filter 2 (RDVF-02)



Gambar A.5 Diagram Alir Rotary Drum Vacuum Filter 2 (RDVF-02)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 15

Fasa padat :

- Endapan pektin = 744,0067 kg/jam

Fasa cair :

- Pektin** = 15,1838 kg/jam
- Isopropil alkohol = 1.518,3811 kg/jam
- Air = 18.912,3543 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 16

Jika 10% dari komponen berfasa cair terikut dengan endapan pektin, maka banyaknya larutan yang terikut dengan endapan pektin (X)

$$10\% = \frac{X}{X + \text{massa padatan}} \times 100\%$$

$$10\% = \frac{X}{X + 744,0067 \text{ kg/jam}} \times 100\%$$

$$X = 82,6674 \text{ kg/jam}$$

Larutan yang terkandung pada endapan pektin :

- Air $= \frac{18.912,3543 \text{ kg/jam}}{20.445,9193 \text{ kg/jam}} \times 82,6674 \text{ kg/jam}$
 $= 76,4668 \text{ kg/jam}$
- Isopropil alkohol $= \frac{1.518,3811 \text{ kg/jam}}{20.445,9193 \text{ kg/jam}} \times 82,6674 \text{ kg/jam}$
 $= 6,1391 \text{ kg/jam}$
- Endapan pektin $= 744,0067 \text{ kg/jam}$

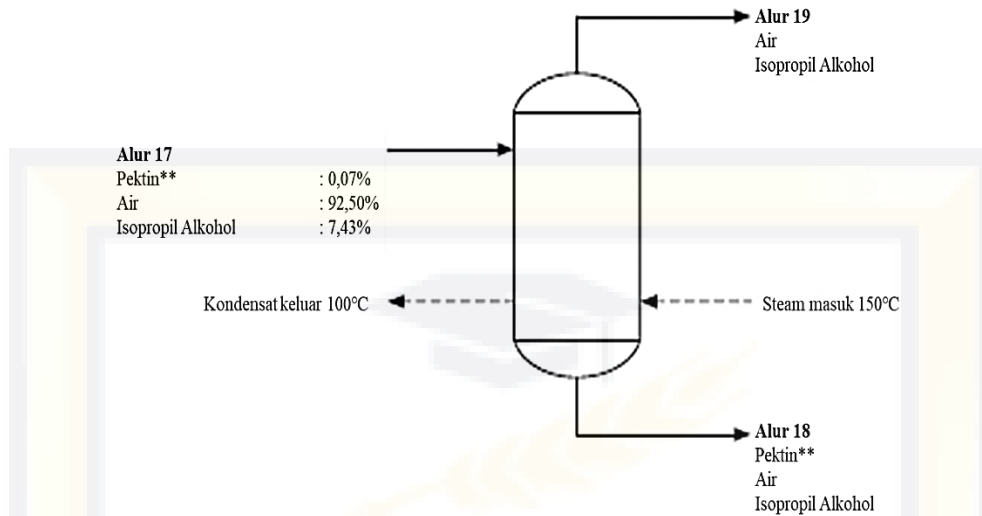
Alur 17

- Air $= 18.912,3543 \text{ kg/jam} - 76,4668 \text{ kg/jam}$
 $= 18.835,8874 \text{ kg/jam}$
- Isopropil alkohol $= 1.518,3811 \text{ kg/jam} - 6,1391 \text{ kg/jam}$
 $= 1.512,2420 \text{ kg/jam}$
- Pektin** $= 15,1838 \text{ kg/jam}$

Tabel A.5 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 2 (RDVF-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 15	Alur 16	Alur 17
Pektin**	15,1838	-	15,1838
Endapan pektin	744,0067	744,0067	-
Air	18.912,3543	76,4668	18.835,8874
Isopropil alkohol	1.518,3811	6,1391	1.512,2420
Jumlah	21.189,9261	826,6128	20.363,3133
		21.189,9261	

6. Tangki Destilasi (TD)



Gambar A.6 Diagram Alir Tangki Destilasi (TD)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 17

- Air = 18.835,8874 kg/jam
- Isopropil alkohol = 1.512,2420 kg/jam
- Pektin** = 15,1838 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 18

Diinginkan hanya 2% air yang menguap dan hanya 2% Isopropil alkohol yang tidak teruapkan. Dengan asumsi tidak ada pektin yang terdapat pada produk atas tangki destilasi. Maka :

- Air = $(100-2)\% \times 18.835,8874 \text{ kg/jam}$
= 18.459,1697 kg/jam
- Isopropil alkohol = $2\% \times 1.512,242 \text{ kg/jam} = 30,2448 \text{ kg/jam}$
- Pektin = 15,1838 kg/jam

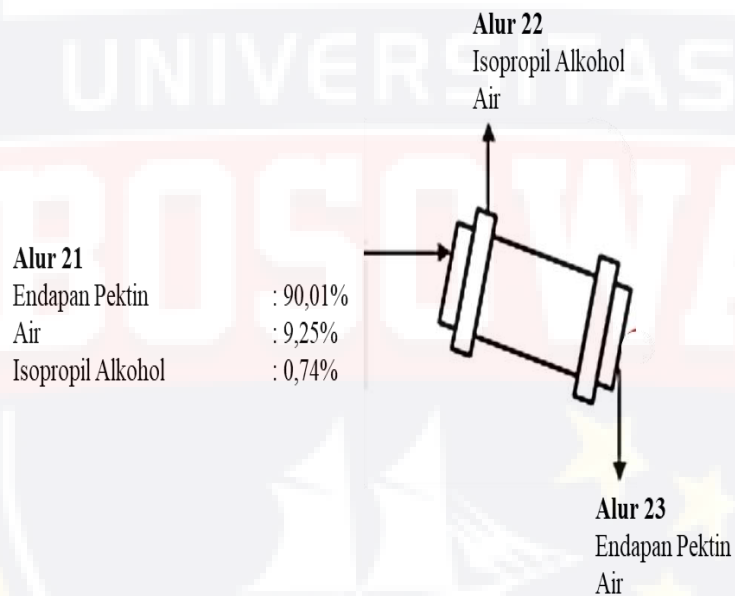
Alur 19

- Air = $18.835,8874 \text{ kg/jam} - 18.459,1697 \text{ kg/jam}$
= 376,7177 kg/jam
- Isopropil alkohol = $1.512,2420 \text{ kg/jam} - 30,2448 \text{ kg/jam}$
= 1.481,9971 kg/jam

Tabel A.6 Neraca Massa Total Tangki Destilasi (TD)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 17	Alur 18	Alur 19
Pektin**	15,1838	15,1838	-
Air	18.835,8874	18.459,1697	376,7177
Isopropil alkohol	1.512,2420	30,2448	1.481,9971
Jumlah	20.363,3133	18.504,5983	1.858,7149
		20.363,3133	

7. Rotary Dryer (RD)



Gambar A.7 Diagram Alir Rotary Dryer (RD)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 21

- Endapan pektin = 744,0067 kg/jam
- Air = 76,4668 kg/jam
- Isopropil alkohol = 6,1391 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 22

Diinginkan Isopropil alkohol menguap 100% dan kandungan air dalam produk 2%. Maka,

$$2\% = \frac{\text{massa air}-X}{\text{massa padatan} + \text{massa air}-X} \times 100\%$$

X = massa air yang menguap

$$2\% = \frac{76,4668 \text{ kg/jam} - X}{744,0067 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} + 76,4668 \text{ kg/jam}} \times 100\%$$

$$X = 61,2830 \text{ kg/jam}$$

Komposisi uap :

$$\text{Air} = 61,2830 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Isopropil alkohol} = 6,1391 \text{ kg/jam}$$

Alur 23

$$- \text{ Endapan pektin} = 744,0067 \text{ kg/jam}$$

$$- \text{ Air} = 76,4668 \text{ kg/jam} - 61,2830 \text{ kg/jam}$$

$$= 15,1838 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.7 Neraca Massa Total Rotary Dryer (RD)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 21	Alur 22	Alur 23
Endapan pektin	744,0067	-	744,0067
Air	76,4668	61,2830	15,1838
Isopropil alkohol	6,1391	6,1391	-
Jumlah	826,6128	67,4222	759,1905
		826,6128	

- Total produk pektin

$$= 759,1905 \text{ kg/jam}$$

$$= 759,1905 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} \times \frac{330 \text{ hari}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$$

$$= 6.000 \text{ ton/tahun}$$

Keterangan :

- Pektin* = Pektin yang tidak terekstraksi (masih berada di dalam cake kulit kakao).
- Pektin** = Pektin yang tidak terendapkan (masih berfasa cair).

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

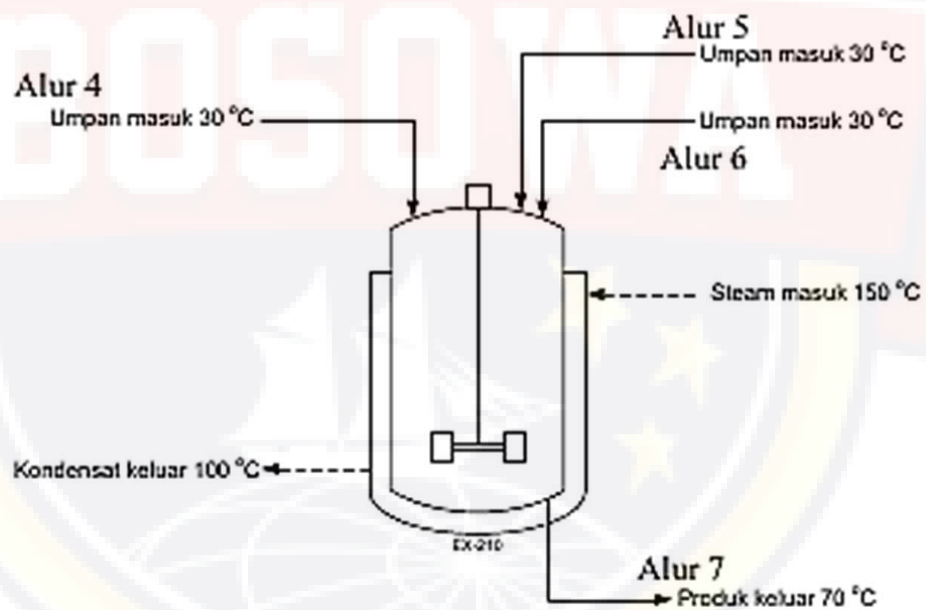
Basis perhitungan : 1 jam operasi
 Satuan panas : kilokalori (kkal)
 Suhu referensi : 25°C

Tabel B.1 Harga Cp Setiap Komponen Proses pada Suhu 25°C

Komponen	Cp (kkal/kg.°C)
Pektin	0,431
Air	1
HCl	0,191
Isopropil Alkohol	0,612
Cake Kulit Kakao	0,539

(Wikipedia, 2010)

1. Neraca Panas Tangki Ekstraktor (EX)



Gambar B.1 Diagram Alir Tangki Ekstraktor (EX)

Panas Masuk

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) pada alur 4 adalah :

Tabel B.2 Neraca Panas Masuk Tangki Ekstraktor pada Alur 4

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T_{masuk} (°C)	T_{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	966,6829	0,431	30	25	2.083,2017
Air	381,4849	1	30	25	1.907,4248
Cake Kulit Kakao	6.281,531 6	0,539	30	25	16.928,727 7
Total	7.629,699 5	-	-	-	20.919,354 3

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) pada alur 5 adalah :

Tabel B.3 Neraca Panas Masuk Tangki Ekstraktor pada Alur 5

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T_{masuk} (°C)	T_{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	474,1755	1	30	25	2.370,8775
HCl	278,4840	0,191	30	25	265,9522
Total	752,6595	-	-	-	2.636,8298

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) pada alur 6 adalah :

Tabel B.4 Neraca Panas Masuk Tangki Ekstraktor pada Alur 6

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T_{masuk} (°C)	T_{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	37.395,8382	1	30	25	186.979,1910
Total	37.395,8382	-	-	-	186.979,1910

Maka, Total Panas Masuk Tangki Ekstraktor (EX) adalah,

$$\begin{aligned} (Q_{\text{masuk}}) &= (20.919,3543 + 2.636,8298 + 186.979,1910) \text{ kkal/jam} \\ &= 210.535,3753 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas Keluar

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Tangki Ekstraktor pada Alur 7 adalah :

Tabel B.5 Neraca Panas Keluar Tangki Ekstraktor pada Alur 7

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	966,6829	0,431	70	25	18.748,8154
Air	38.251,4987	1	70	25	1.721.317,4416
Cake Kulit Kakao	6.281,5316	0,539	70	25	152.358,5499
HCl	278,4840	0,191	70	25	2.393,5702
Total	45.778,1973	-	-	-	1.894.818,3773

Untuk menghasilkan suhu 70°C pada Tangki Ekstraktor (EX) diperlukan pemanasan. Pemanas yang digunakan adalah superheated steam bersuhu 150°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan kondensat yang terbentuk berupa saturated steam bersuhu 100°C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang dilepas steam (Q_{steam}) :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}} \\
 &= 1.894.818,3773 \text{ kkal/jam} - 210.535,3753 \text{ kkal/jam} \\
 &= 1.684.283,0020 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

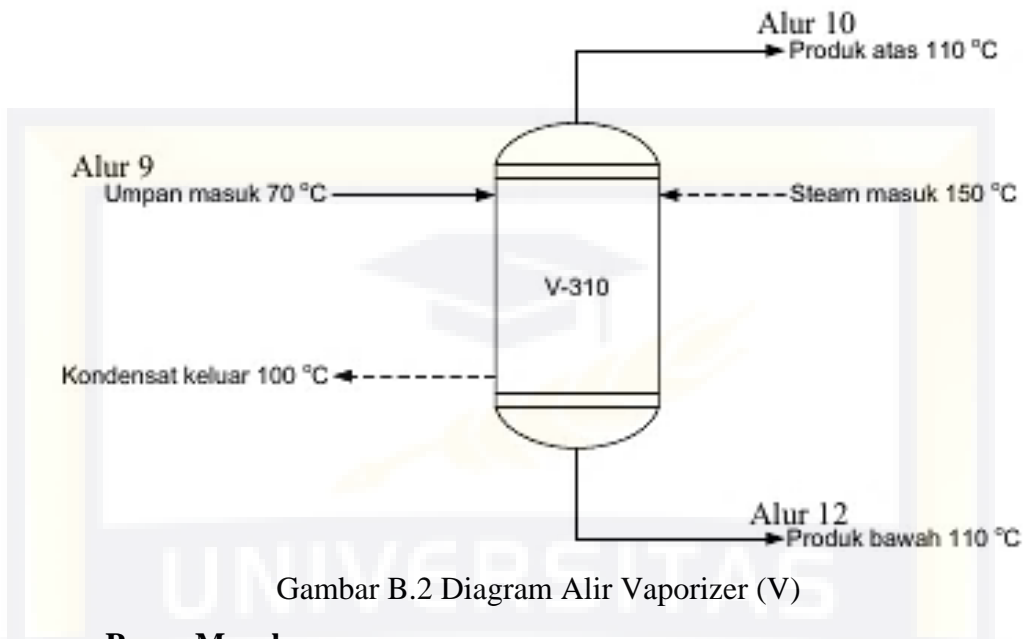
Dari Tabel Steam Smith, 2004 diperoleh,

- H_v (150°C, 1 atm) = 664,01 kkal/kg
- H_l (100°C, 1 atm) = 100,15 kkal/kg

Maka banyaknya steam yang diperlukan (m_s) adalah :

$$\begin{aligned}
 m_s &= \frac{Q_s}{H_v - H_l} \\
 &= \frac{1.684.283,0020 \text{ kkal/jam}}{664,01 \text{ kkal/kg} - 100,15 \text{ kkal/kg}} \\
 &= 2.987,0588 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Neraca Panas Vaporizer (V)



Gambar B.2 Diagram Alir Vaporizer (V)

Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) Vaporizer (V) pada Alur 9 adalah :

Tabel B.6 Neraca Panas Masuk Vaporizer (V) pada Alur 9

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{masuk} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	759,1905	0,431	70	25	14.724,5014
Air	37.551,3221	1	70	25	1.689.809,4982
HCl	273,3865	0,191	70	25	2.349,7570
Total	38.583,8992	-	-	-	1.706.883,7567

Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Vaporizer (V) pada Alur 10 adalah :

Tabel B.7 Neraca Panas Keluar Vaporizer (V) pada Alur 10

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	18.638,9678	1	110	25	1.584.312,2661

HCl	273,3865	0,191	110	25	4.438,4299
Total	18.912,3543	-	-	-	1.588.750,6961

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Vaporizer (V) pada Alur 12 adalah :

Tabel B.8 Neraca Panas Keluar Vaporizer (V) pada Alur 12

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	759,1905	0,431	110	25	27.812,9472
Air	18.912,3543	1	110	25	1.607.550,1193
Total	19.671,5449	-	-	-	1.635.363,0665

Maka, total panas keluar Vaporizer (V) melalui alur 10 dan alur 12 adalah:

$$Q_{\text{keluar}} = 1.588.750,6961 \text{ kkal/jam} + 1.635.363,0665 \text{ kkal/jam}$$

$$= 3.224.113,7627 \text{ kkal/jam}$$

Untuk menghasilkan suhu 110°C pada Vaporizer (V) diperlukan pemanasan. Pemanas yang digunakan adalah superheated steam bersuhu 150°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan kondensat yang terbentuk berupa saturated steam bersuhu 100°C dan bertekanan 1 atm. Untuk menghitung jumlah steam yang dibutuhkan digunakan rumus :

$$F.C_p.(T_F - T_1) + S.(H_s - h_s) = L.h_l + V.H_{vl} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Keterangan :

- F = Laju alir massa umpan (kg/jam)
- C_p = Kapasitas panas umpan (kkal/kg.°C)
- T_F = Suhu umpan masuk (°C)
- T₁ = Suhu produk keluar (°C)
- S = Jumlah steam yang dibutuhkan (kg/jam)
- H_s = Entalpi superheated steam (kkal/kg)
- h_s = Entalpi kondensat (kkal/kg)
- L = Laju alir produk bawah Vaporizer (kg/jam)
- h_l = Entalpi produk bawah (kkal/kg)
- V = laju alir produk atas Vaporizer (kg/jam)
- H_{vl} = Panas laten produk atas Vaporizer (kkal/kg)

Cp umpan pada alur 9

$$C_p = \frac{759,1905}{38.583,8992} (0,431) + \frac{37.551,3221}{38.583,8992} (1) + \frac{273,3865}{38.583,8992} (0,191)$$

$$= 0,9830 \text{ kkal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$S \cdot (656,43 - 151,10) \text{ kkal/kg} = [(19.671,5449 \text{ kg/jam}) \cdot (0)] + [(18.912,3543 \text{ kg/jam}) \cdot (643,28 \text{ kkal/kg})] - [(38.583,8992 \text{ kg/jam}) \cdot (0,983 \text{ kkal/kg} \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (70^\circ\text{C} - 110^\circ\text{C})]$$

$$S = 27.077,4705 \text{ kg/jam}$$

Maka, banyaknya steam yang dibutuhkan adalah $S = 27.077,4705 \text{ kg/jam}$

3. Neraca Panas Kondensator (Cn-01)



Gambar B.3 Diagram Alir Kondensator (Cn-01)

Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) Kondensator (Cn-01) pada Alur 10 adalah :

Tabel B.9 Neraca Panas Masuk Kondensator (Cn-01) pada Alur 10

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{masuk} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	18.638,9678	1	110	25	1.584.312,2661
HCl	273,3865	0,191	110	25	4.438,4299
Total	18.912,3543	-	-	-	1.588.750,6960

Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Kondensator (Cn-01) pada Alur 11 adalah :

Tabel B.10 Neraca Panas Keluar Kondensator (Cn-01) pada Alur 11

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	18.638,9678	1	30	25	93.194,8391
HCl	273,3865	0,191	30	25	261,0841
Total	18.912,3543	-	-	-	93.455,9232

Untuk menurunkan suhu fluida panas dari 110°C hingga menjadi 30°C sekaligus mengubah fasanya dari uap menjadi cairan, pada Kondensor (Cn-01) diperlukan kondensasi dengan bantuan air pendingin. Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan air pendingin bekas yang terbentuk berupa air suhu 50°C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang diserap air pendingin (Q_w) :

$$\begin{aligned}
 Q_w &= Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}} \\
 &= 93.455,9233 \text{ kkal/jam} - 1.588.750,6960 \text{ kkal/jam} \\
 &= -1.495.294,7728 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Maka banyaknya air pendingin yang diperlukan (m_w) adalah :

$$\begin{aligned}
 m_w &= \frac{Q_w}{C_{pw} (T_w \text{ masuk} - T_w \text{ keluar})} \\
 &= \frac{-1.495.294,7728 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal.kg.}^\circ\text{C} \times (28^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C})} \\
 &= 67.697,9442 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

4. Neraca Panas Cooler (C-01)



Gambar B.4 Diagram Alir Cooler (C-01)

Panas Masuk

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) Cooler (C-01) pada Alur 12 adalah :

Tabel B.11 Neraca Panas Masuk Cooler (C-01) Alur 12

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{masuk} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	759,1905	0,431	110	25	27.812,9472
Air	18.912,3543	1	110	25	1.607.550,1193
Total	19.671,5449	-	-	-	1.635.363,0665

Panas Keluar

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Cooler (C-01) pada Alur 13 adalah :

Tabel B.12 Neraca Panas Keluar Cooler (C-01) Alur 13

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	759,1905	0,431	30	25	1.636,0557
Air	18.912,3543	1	30	25	94.561,7717
Total	19.671,5449	-	-	-	96.197,8274

Untuk menurunkan suhu fluida panas dari 110°C hingga menjadi 30°C pada Cooler (C-01) diperlukan kondensasi dengan bantuan air pendingin. Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan air pendingin bekas yang terbentuk berupa air bersuhu 70°C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang diserap air pendingin (Q_w) adalah :

$$\begin{aligned} Q_w &= Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}} \\ &= 96.197,8274 \text{ kkal/jam} - 1.635.363,0665 \text{ kkal/jam} \\ &= -1.539.165,2391 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

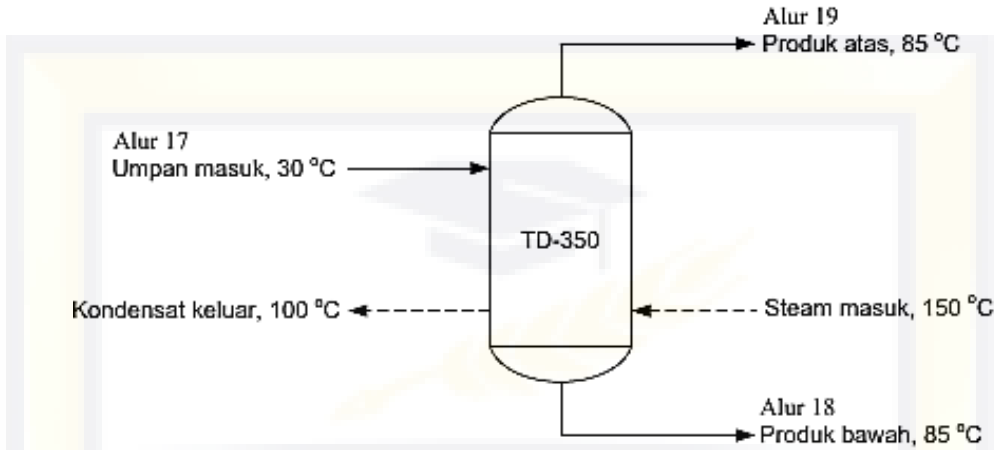
Maka banyaknya air pendingin yang diperlukan (m_w) adalah :

$$m_w = \frac{Q_w}{C_{pw} (T_w \text{ masuk} - T_w \text{ keluar})}$$

$$= \frac{-1.539.165,2391 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal.kg.}^\circ\text{C} \times (28^\circ\text{C} - 70^\circ\text{C})}$$

$$= 36.646,7914 \text{ kg/jam}$$

5. Neraca Panas Tangki Destilasi (TD)



Gambar B.5 Diagram Alir Tangki Destilasi (TD)

Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) Tangki Destilasi (TD) pada Alur 17 adalah :

Tabel B.13 Neraca Panas Masuk Tangki Destilasi (TD) Alur 17

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{masuk} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	15,1838	0,431	30	25	32,7211
Air	18.835,8874	1	30	25	94.179,4374
Isopropil Alkohol	1.512,2420	0,612	30	25	4.627,4606
Total	20.363,3133	-	-	-	98.839,6191

Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Tangki Destilasi (TD) pada Alur 18 adalah :

Tabel B.14 Neraca Panas Keluar Tangki Destilasi (TD) Alur 18

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	15,1838	0,431	85	25	392,6534

Air	18.459,1697	1	85	25	1.107.550,1833
Isopropil Alkohol	30,2448	0,612	85	25	1.110,5905
Total	18.504,5983	-	-	-	1.109.053,4272

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Tangki Destilasi (TD) pada Alur 19 adalah :

Tabel B.15 Neraca Panas Keluar Tangki Destilasi (TD) Alur 19

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	376,7177	1	85	25	22.603,0650
Isopropil Alkohol	1.481,9972	0,612	85	25	54.418,9365
Total	1.858,7149	-	-	-	77.022,0015

Maka total panas keluar Tangki Destilasi (TD) melalui Alur 18 dan Alur 19 adalah :

$$Q_{\text{keluar}} = 1.109.053,4272 \text{ kkal/jam} + 77.022,0015 \text{ kkal/jam}$$

$$= 1.186.075,4287 \text{ kkal/jam}$$

Untuk menghasilkan suhu 85°C pada Tangki Destilasi (TD) diperlukan pemanasan. Pemanas yang digunakan adalah superheated steam bersuhu 150°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan kondensat yang terbentuk berupa saturated steam bersuhu 100°C dan bertekanan 1 atm. Untuk menghitung jumlah steam yang dibutuhkan digunakan rumus :

$$F.C_p.(T_F - T_1) + S.(H_s - h_s) = L.h_l + V.H_{v1} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Keterangan :

F = Laju alir massa umpan (kg/jam)

C_p = Kapasitas panas umpan (kkal/kg.°C)

T_F = Suhu umpan masuk (°C)

T₁ = Suhu produk keluar (°C)

S = Jumlah steam yang dibutuhkan (kg/jam)

H_s = Entalpi superheated steam (kkal/kg)

h_s = Entalpi kondensat (kkal/kg)

L = Laju alir produk bawah Tangki Destilasi (kg/jam)

h_l = Entalpi produk bawah (kkal/kg)

V = laju alir produk atas Tangki Destilasi (kg/jam)

H_{V1} = Panas laten produk atas Tangki Destilasi (kkal/kg)

Cp umpan pada alur 17

$$C_p = \frac{15,1838}{20.363,3133} (0,431) + \frac{18,835,8874}{20.363,3133} (1) + \frac{1.512,2420}{20.363,3133} (0,612)$$

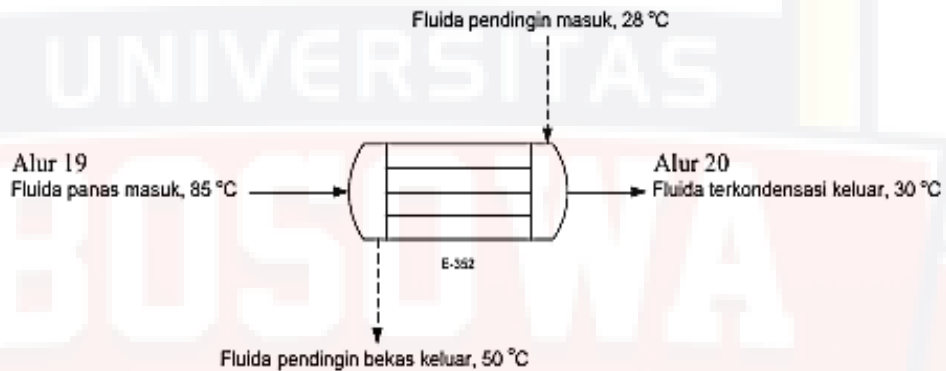
$$= 0,9707 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$S.(656,43 - 151,10)\text{kkal/kg} = [(18.504,5983 \text{ kg/jam}).(0)] + [(1.858,7149 \text{ kg/jam}).(585,27 \text{ kkal/kg})] - [(20.363,3133 \text{ kg/jam}).(0,970 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}).(30^\circ\text{C} - 110^\circ\text{C})]$$

$$S = 5.279,8036 \text{ kg/jam}$$

Maka, banyaknya steam yang dibutuhkan adalah $S = 5.279,8036 \text{ kg/jam}$

6. Neraca Panas Kondensator (Cn-02)



Gambar B.6 Diagram Alir Kondensator (Cn-02)

Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) Kondensator (Cn-02) pada Alur 19 adalah

Tabel B.16 Neraca Panas Masuk Kondensator (Cn-02) Alur 19

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{masuk} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	376,7177	1	85	25	22.603,0650
Isopropil Alkohol	1.481,9972	0,612	85	25	54.418,9365
Total	1.858,7149	-	-	-	77.022,0015

Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Kondensator (Cn-02) pada Alur 20 adalah :

Tabel B.17 Neraca Panas Keluar Kondensator (Cn-02) Alur 20

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	376,7177	1	30	25	1.883,5887
Isopropil Alkohol	1.481,9972	0,612	30	25	4.534,9114
Total	1.858,7149	-	-	-	6.418,5001

Untuk menurunkan suhu fluida panas dari 85°C hingga menjadi 30°C sekaligus mengubah fasanya dari uap menjadi cairan pada Kondensator (Cn-02) diperlukan kondensasi dengan bantuan air pendingin. Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan air pendingin bekas yang terbentuk berupa air bersuhu 50°C dn bertekanan 1 atm.

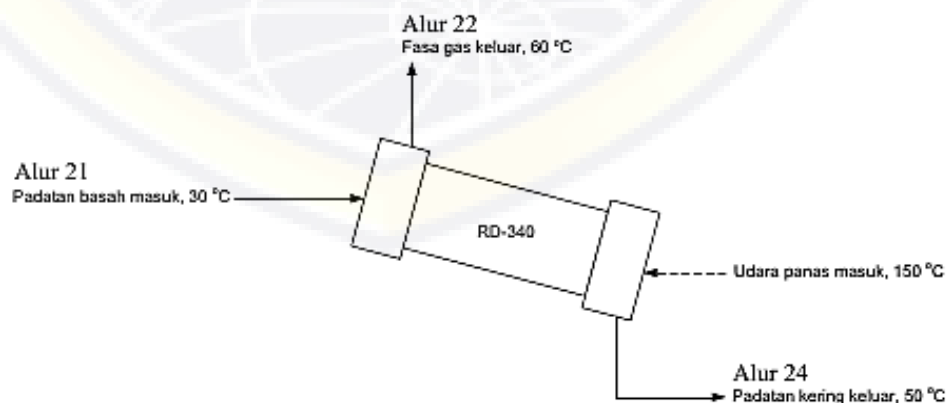
Panas yang diserap air pendingin (Q_w) adalah :

$$\begin{aligned} Q_w &= Q_{keluar} - Q_{masuk} \\ &= 6.418,5001 \text{ kkal/jam} - 77.022,0015 \text{ kkal/jam} \\ &= -70.603,5013 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Maka banyaknya air pendingin yang diperlukan (m_w) adalah :

$$\begin{aligned} m_w &= \frac{Q_w}{C_{pw} (T_w \text{ masuk} - T_w \text{ keluar})} \\ &= \frac{-70.603,5013 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal.kg.}^\circ\text{C} \times (28^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C})} \\ &= 3.209,25 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

7. Neraca Panas Rotary Dryer (RD)



Gambar B.7 Diagram Alir Rotary Dryer (RD)

Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) Rotary Dryer (RD) pada Alur 21 adalah :

Tabel B.18 Neraca Panas Masuk Rotary Dryer (RD) Alur 21

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{masuk} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	744,0067	0,431	30	25	1.603,3346
Air	76,4668	1	30	25	382,3344
Isopropil Alkohol	6,1391	0,612	30	25	18,7858
Total	826,6129	-	-	-	2.004,4548

Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Rotary Dryer (RD) pada Alur 22 adalah :

Tabel B.19 Neraca Panas Keluar Rotary Dryer (RD) Alur 22

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	61,2831	1	60	25	2.144,9072
Isopropil Alkohol	6,1392	0,612	60	25	131,5007
Total	67,4223	-	-	-	2.276,4079

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Rotary Dryer (RD) pada Alur 24 adalah :

Tabel B.20 Neraca Panas Keluar Rotary Dryer (RD) Alur 24

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	744,0068	0,431	50	25	8.016,6730
Air	15,1838	1	50	25	379,5953
Total	759,1906	-	-	-	8.396,2683

Maka total panas keluar pada Rotary Dryer (RD) melalui alur 22 dan alur 24 adalah :

$$Q_{\text{keluar}} = 2276,4079 \text{ kkal/jam} + 8396,2683 \text{ kkal/jam} \\ = 10672,6762 \text{ kkal/jam}$$

Produk pektin yang diinginkan adalah pektin padatan dengan kandungan air 2%. Untuk mengurangi kadar air pada produk, maka dilakukan pengeringan pada Rotary Dryer ini. Pengeringan pada Rotary Dryer memerlukan udara panas sebagai media pengeringnya. Dimana dalam hal ini, panas pada udara panas berasal dari superheated steam bersuhu 150°C bertekanan 1 atm yang mengalir melewati Blower (B) yang merupakan alat yang berfungsi untuk menghembuskan udara panas menuju Rotary Dryer (RD).

Untuk menghitung jumlah udara yang dibutuhkan Rotary Dryer (RD) digunakan rumus sebagai berikut :

$$G.H_2 + L_{S1}.X_1 = G.H_2 + L_{S2}.X_2 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Keterangan :

G = Laju alir massa udara (kg/jam)

H₂ = Kelembapan udara masuk (kg H₂O/kg udara)

L_{S1} = Laju alir massa padatan basah (kg/jam)

X₁ = Kandungan cairan pada padatan masuk (kg cairan/kg padatan)

H₁ = Kelembapan udara keluar (kg H₂O/kg udara)

L_{S2} = Laju alir massa padatan kering (kg/jam)

X₂ = Kandungan cairan pada padatan keluar (kg cairan/kg padatan)

Asumsi udara masuk adalah udara kering (tidak mengandung H₂O), maka

H₂ = 0 kg H₂O/kg udara. Maka :

$$G.H_1 = G.H_2 + L_{S1}.X_1 - L_{S2}.X_2 \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ = G.(0) + [(826,6128 \text{ kg/jam}).(0,111 \text{ kg cairan/kg padatan})] - \\ [(759,1905 \text{ kg/jam}).(0,0888 \text{ kg cairan/kg padatan})] \\ = 24,3379 \text{ kg/jam}$$

Untuk perhitungan selanjutnya digunakan data :

T_{referensi} = 0°C

H_{vl} Isopropil Alkohol = 663,67 kJ/kg

$$\begin{aligned}
H_{vl} \text{ Air} &= 2489,76 \text{ kJ/kg} \\
C_{Si} &= (1005 + (1,88.H_i)) \\
H'_{Gi} &= C_{Si} \cdot (T_{Gi} - T_{referensi}) + H_i \cdot H_{vl}
\end{aligned}$$

(Geankoplis, 1997)

Maka :

$$\begin{aligned}
H'_{G2} &= C_{S2} \cdot (T_{G2} - T_{referensi}) + H_2 \cdot H_{vl} \text{ air} \\
&= [((1.005 + (1,88.(0))).(150 - 0) \text{ } ^\circ\text{C})] + [(0).(2.489,76 \text{ kJ/kg})] \\
&= 150.750 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H'_{G1} &= C_{S1} \cdot (T_{G1} - T_{referensi}) + H_1 \cdot H_{vl} \text{ Isopropil Alkohol} \\
&= [((1.005 + (1,88.(H_1))).(60 - 0) \text{ } ^\circ\text{C})] + [(H_1).(663,67 \text{ kJ/kg})] \\
&= 60,3 + 776,47.H_1
\end{aligned}$$

Cp umpan pada alur 21

$$\begin{aligned}
C_{ps1} &= \frac{744,0067}{826,6128} (0,431) + \frac{76,4668}{826,6128} (1) + \frac{6,1391}{826,6128} (0,612) \\
&= 0,4849 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \\
&= 2,0291 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

Cp fasa gas pada alur 22

$$\begin{aligned}
C_{ps2} &= \frac{61,283}{67,4222} (1) + \frac{6,1391}{67,4222} (0,612) \\
&= 0,9646 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \\
&= 4,0361 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H'_{s2} &= C_{ps1} \cdot (T_{s2} - T_{referensi}) + X_2 \cdot C_{ps2} (T_{s2} - T_{referensi}) \\
&= [(2,0291 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}).((50-0)^\circ\text{C})] + [(0,0888).(4,0361 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}).(50-0)^\circ\text{C}] \\
&= 119,4188 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H'_{s1} &= C_{ps1} \cdot (T_{s2} - T_{referensi}) + X_2 \cdot C_{ps2} (T_{s2} - T_{referensi}) \\
&= [(2,0291 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}).((30-0)^\circ\text{C})] + [(0,111).(4,0361 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}).(30-0)^\circ\text{C}] \\
&= 74,3152 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

Untuk perhitungan selanjutnya digunakan rumus :

$$G \cdot H'_{G2} + L_{s1} \cdot H'_{s1} = G \cdot H'_{G1} + L_{s2} \cdot H'_{s2} + Q \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Diasumsikan tidak ada panas yang hilang di dalam Rotary Dryer, $Q = 0$.

Maka,

$$G = \frac{(1,88 \cdot G \cdot H_1) + (Ls_2 \cdot Hs_2) - (Ls_1 \cdot Hs_1)}{(H'G_2 - 1,005)}$$

$$= \frac{\left(\frac{1,88 \cdot 24,3379 \text{ kJ}}{\text{jam}}\right) + \left(90,661,6184 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}\right) - \left(61,429,8955 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}\right)}{150,75 - 1,005 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}$$

$$= 195,5155 \text{ kg/jam}$$

Jumlah udara yang dibutuhkan Rotary Dryer (RD) adalah sebanyak 195,5155 kg udara/jam. Untuk menghasilkan udara panas dengan suhu 60°C, diperlukan steam untuk memanaskan udara.

Panas yang dilepas steam (Q_{steam}) :

$$Q_{\text{steam}} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$= 10.672,6761 \text{ kkal/jam} - 2.004,4547 \text{ kkal/jam}$$

$$= 8.668,2213 \text{ kkal/jam}$$

Dari Tabel Steam Smith, 2004 diperoleh :

$$H_v (150^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) = 664,01 \text{ kkal/kg}$$

$$H_l (100^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) = 100,15 \text{ kkal/kg}$$

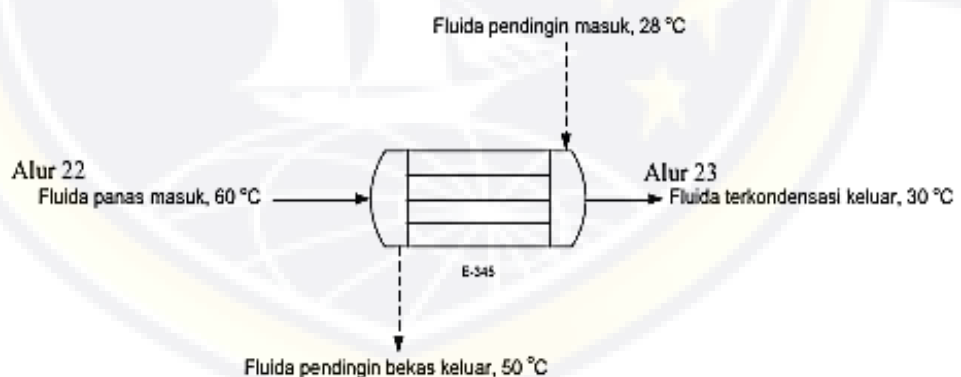
Maka banyaknya steam yang diperlukan (m_s) adalah :

$$m_s = \frac{Q_s}{H_v - H_l}$$

$$= \frac{8.668,2213 \text{ kkal/jam}}{(664,01 - 100,15) \text{ kkal/kg}}$$

$$= 15,373 \text{ kg/jam}$$

8. Neraca Panas Kondensor (Cn-03)



Gambar B.8 Diagram Alir Kondensor (Cn-03)

Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas masuk (Q_{masuk}) Kondensor (Cn-03) pada Alur 22 adalah :

Tabel B.21 Neraca Panas Masuk Kondensor (Cn-03) Alur 22

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{masuk} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	61,2831	1	60	25	2.144,9072
Isopropil Alkohol	6,1391	0,161	60	25	131,5007
Total	67,4222	-	-	-	2.276,4079

Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Jumlah panas keluar (Q_{keluar}) Kondensator (Cn-03) pada Alur 23 adalah :

Tabel B.22 Neraca Panas Keluar Kondensator (Cn-03) Alur 23

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T _{keluar} (°C)	T _{referensi} (°C)	Q (kkal/jam)
Air	61,2831	1	30	25	306,4153
Isopropil Alkohol	6,1391	0,161	30	25	18,7858
Total	67,4222	-	-	-	325,2011

Untuk menurunkan suhu fluida panas dari 60°C hingga menjadi 30°C sekaligus mengubah fasanya dari uap menjadi cairan, pada Kondensator (Cn-03) diperlukan kondensasi dengan bantuan air pendingin. Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28°C dan bertekanan 1 atm. Sedangkan air pendingin bekas yang terbentuk berupa air bersuhu 50°C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang diserap air pendingin (Q_w) :

$$\begin{aligned} Q_w &= Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}} \\ &= 325,2011 \text{ kkal/jam} - 2.276,4079 \text{ kkal/jam} \\ &= -1.951,2067 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Maka banyaknya air pendingin yang diperlukan (m_w) adalah :

$$\begin{aligned} m_w &= \frac{Q_w}{C_{pw} (T_w \text{ masuk} - T_w \text{ keluar})} \\ &= \frac{-1.951,2067 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal.kg}^\circ\text{C} \times (28^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C})} \end{aligned}$$

= 88,6912 kg/jam

Total kebutuhan steam yang diperlukan pada Pabrik Pektin dari Kulit Kakao ditabulasikan pada Tabel 23 berikut ini.

Tabel B.23 Total Kebutuhan Steam yang diperlukan Pabrik Pektin dari Kulit Kakao

Unit	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Tangki Ekstraksi (EX)	2.987,0588
Vaporizer (V)	27.077,4705
Tangki Destilasi (TD)	5.279,8036
Rotary Dryer (RD)	15,3730
Total	35.359,7059

Total kebutuhan air pendingin yang diperlukan pada Pabrik Pektin dari Kulit Kakao ditabulasikan pada tabel 24 berikut ini.

Tabel B.24 Total Kebutuhan air pendingin yang diperlukan pada Pabrik Pektin dari Kulit Kakao

Unit	Kebutuhan Air Pendingin (kg/jam)
Kondensor (Cn-01)	67.697,9442
Cooler (C-01)	36.646,7914
Kondensor (Cn-02)	3.209,2501
Kondensor (Cn-03)	88,6912
Total	107.912,6769

LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

C.1 Gudang (G)

Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan sementara bahan baku (kulit kakao)

Bentuk : Prisma segi empat beraturan

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Kebutuhan kulit kakao per jam adalah 7629,6995 kg. Gudang didesain agar bisa menyimpan persediaan bahan baku untuk kebutuhan 2 (dua) minggu produksi.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kulit kakao} &= \frac{7629,6995 \text{ kg}}{1 \text{ jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times \frac{7 \text{ hari}}{1 \text{ minggu}} \times 2 \text{ minggu} \\ &= 2563579,049 \text{ kg kulit kakao}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas } (\rho) \text{ kulit kakao} = 1322,5 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume kulit kakao} &= \frac{\text{massa (m)}}{\text{densitas } (\rho)} \\ &= \frac{2563579,049 \text{ kg}}{1322,5 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1938,434 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume Gudang

Gudang dirancang agar terdiri dari 2 bangunan prisma segi empat beraturan.

$$\begin{aligned}\text{Volume kulit kakao tiap gudang} &= \frac{1938,434 \text{ m}^3}{2} \\ &= 969,217 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Setiap gudang dirancang agar memiliki ruang kosong 20%, maka volume total tiap gudang,

$$\begin{aligned}\text{Volume total tiap gudang} &= \frac{100\%}{80\%} \times 969,217 \text{ m}^3 \\ &= 1211,5212 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi Gudang

$$\text{Tinggi gudang (T)} = 5 \text{ meter}$$

$$\text{Lebar gudang (L)} = L$$

$$\text{Panjang gudang (P)} = 2 \times L \text{ (Perbandingan P : L = 1 : 2)}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= P \times L \times T \\ &= 2 \times L \times L \times T \\ &= 2 \times L^2 \times T \\ 1211,5212 \text{ m}^3 &= 2 \times (L^2) \text{ m}^2 \times 5 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L^2 &= \frac{1211,5212 \text{ m}^3}{2 \times 5 \text{ m}} \\ &= 121,1521 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \sqrt{121,1521 \text{ m}^2} \\ &= 11,0069 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= 2 \times 11,0069 \text{ m} \\ &= 22,0138 \text{ m} \end{aligned}$$

Dengan demikian, tiap gudang didesain berkonstruksi beton dan ber dinding seng dengan dimensi :

$$\text{Panjang (P)} = 22,0138 \text{ m}$$

$$\text{Lebar (L)} = 11,0069 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

C.2 Belt Conveyor (BC)

Fungsi : Sebagai alat untuk memindahkan kulit kakao dari gudang ke crusher.

Jenis : Flat Belt on Continous Flow

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Laju alir bahan baku : 7629,6995 kg/jam

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Faktor kelonggaran : 20%

Kapasitas alat : $(1 + 0,2) \times \frac{7629,6995 \text{ kg/jam}}{2} = 4577,8197 \text{ kg/jam}$

Dari Tabel 21 – 7 Perry, 1997. Untuk kapasitas 4577,8197 kg/jam diperoleh :

- Kecepatan Belt = 200 ft/menit
- Tinggi Belt = 14 inci (in)
- Daya motor = 2 Hp

C.3 Crusher (CR)

Fungsi : Sebagai alat untuk memotong atau memperkecil ukuran kulit kakao.

Jenis : Rotary knife cutter

Kondisi operasi : 30°C ; 1 atm

Laju alir bahan baku : 7629,6995 kg/jam

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Faktor kelonggaran : 20%

Kapasitas alat : $(1 + 0,2) \times 7629,6995 \text{ kg/jam} = 9155,6394 \text{ kg/jam}$

Dari halaman 829 Perry, 1997. Dipilih tipe rotary knife cutter dengan spesifikasi:

- Panjang pisau : 21 cm
- Jumlah pisau : 5 unit
- Bahan konstruksi : Stainless Steel
- Kecepatan putaran: 920 rpm
- Power : 5 Hp

C.4 Screw Conveyor 1 (SC – 01)

Fungsi : Sebagai alat pengangkut potongan kulit kakao dari crusher menuju tangki ekstraktor.

Jenis : Rotary Vane Feeder

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Kondisi operasi : 30°C ; 1 atm

Laju alir bahan baku : 7629,6995 kg/jam

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Faktor kelonggaran : 20%

Kapasitas alat : $(1 + 0,2) \times 7629,6995 \text{ kg/jam} = 9155,6394 \text{ kg/jam}$

Dari Tabel 21-6 Perry, 1997. Untuk kapasitas 9155,6394 kg/jam diperoleh:

- Diameter pipa : 2,5 in
- Diameter shaft : 3 in
- Diameter pengumpan : 12 in
- Panjang maksimum : 75 ft
- Pusat gantungan : 12 ft

- Kecepatan motor : 55 rpm
- Daya motor : 15,6 hp

C.5 Tangki HCl (TH – 02)

Fungsi : Sebagai wadah penyimpanan larutan HCl

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Stainless Steel A – 283 – 54 grade C

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Kondisi operasi : 30°C ; 1 atm

Basis perhitungan : 30 hari masa penyimpanan larutan HCl

$$\begin{aligned} \text{Massa HCl (m}_{\text{HCl}}) &= 278,484 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari} \\ &= 200508,5042 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas HCl (}\rho_{\text{HCl}}) = 1184 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume HCl (V}_{\text{HCl}}) &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{200508,5042 \text{ kg}}{1184 \text{ kg/m}^3} \\ &= 169,3483 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan Ukuran Tangki

Faktor kelonggaran : 20%

$$\text{Volume tangki (V}_{\text{T}}) : (1 + 0,2) \times 169,3438 \text{ m}^3 = 203,218 \text{ m}^3$$

Diameter dan tinggi silinder yang direncanakan,

- Tinggi silinder : Diameter ($H_s : D$) = 5 : 4
- Tinggi head : Diameter ($H_h : D$) = 1 : 4

- Volume silinder (V_s)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_{sr} && \text{(Brownell and Young, 1958)} \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \left(\frac{5}{4} \times D\right) \\ &= 0,91825 D^3 \end{aligned}$$

- Volume tutup (V_h)

$$\begin{aligned} V_h &= \frac{\pi}{24} \times D^3 && \text{(Brownell and Young, 1958)} \\ &= 0,131 D^3 \end{aligned}$$

Dimana :

H_{sr} = Tinggi silinder

$$D = \text{Diameter tangki}$$

$$V_T = V_s + V_h$$

$$203,218 \text{ m}^3 = 0,91825 D^3 + 0,131 D^3$$

$$203,218 \text{ m}^3 = 1,112 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{203,218 \text{ m}^3}{1,112}}$$

$$= 5,67 \text{ m}$$

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

$$= \frac{5,67 \text{ m}}{2}$$

$$= 2,835 \text{ m} = 111,6141 \text{ in}$$

Sehingga desain tangki :

- Diameter silinder (D) : 5,67 m
- Tinggi silinder (H_{sr}) : $(5/4 \times 5,67 \text{ m}) = 7,0875 \text{ m}$
- Tinggi tutup (H_h) : $(1/4 \times 5,67 \text{ m}) = 1,4175 \text{ m}$
- Tinggi total tangki : $(H_T = H_{sr} + H_h) = 8,505 \text{ m} = 27,9035 \text{ ft}$
- Tinggi cairan (H_c) : $\frac{V_{HCl}}{V_T} \times H_T = \frac{169,3483 \text{ m}^3}{203,2180 \text{ m}^3} \times 8,505 \text{ m}$
: $7,0875 \text{ m} = 23,2529 \text{ ft}$

Tebal shell dan tutup tangki

$$\text{Tebal shell (t)} = \frac{PR}{SE - 0,6 P} + (C \times N) \quad (\text{Tabel 9 McCetta and Cunningham, 1993})$$

- Allowable working stress (S) = 12650 psia
- Efisiensi sambungan (E) = 0,8
- Faktor korosi (C) = 0,13 – 0,5 mm/tahun,
yang digunakan = 0,01 in/tahun
- Umur alat (N) = 15 tahun
- Tekanan Operasi = 1 atm = 14,696 psia
- Tekanan hidrostatik (P_h) = $\frac{H_c - 1}{144} \times \rho$
= $(\frac{23,2529 \text{ ft} - 1}{144}) \times 73,9147 \text{ lb/ft}^3$
= $11,4223 \text{ lb/ft}^2 = 0,0793 \text{ psia}$
- Tekanan Operasi (P) = $P_o + P_h$
= $14,696 \text{ psia} + 0,0793 \text{ psia}$

$$= 14,7753 \text{ psia}$$

- Tekanan desain (P_d) $= (1 + f_k) \times 14,7753 \text{ psia}$
 $= (1 + 0,2) \times 14,7753 \text{ psia}$
 $= 17,7303 \text{ psia}$

Maka tebal shell :

$$t = \frac{(17,7303 \text{ psia}) \cdot (111,6141 \text{ in})}{((12650 \text{ psia}) \cdot (0,8)) - ((0,6) \cdot (17,7303 \text{ psia}))} + (0,01 \text{ in/tahun} \times 15 \text{ tahun})$$

$$= 0,345 \text{ in}$$

Digunakan shell standar dengan tebal 0,5 in.

Tebal tutup dianggap sama dengan tebal shell karena terbuat dari bahan yang sama, yaitu setebal 0,5 in.

C.6 Pompa HCl (P - 06)

Fungsi : Untuk memompakan HCl dari tangki penyimpanan HCl ke tangki ekstraksi.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi operasi : 30°C ; 1 atm

Laju massa HCl (F_{HCl}) : 278,484 kg/jam = 0,1705 lb/detik

Densitas (ρ_{HCl}) : 1184 kg/m³ = 73,91 lb/ft³

Viskositas (μ_{HCl}) : 0,8871 cP = 0,00067 lb/ft.jam

Maka, laju alir volumetric HCl,

$$Q_{HCl} = \frac{F_{HCl}}{\rho_{HCl}} = \frac{0,1705 \text{ lb/detik}}{73,91 \text{ lb/ft}^3} = 0,0023 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e) :

$$D_e = 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters dkk, 1990})$$

$$= 3,9 \cdot (0,0023 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (73,91 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 0,44 \text{ in}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 0,5 in = 0,0416 ft

- Diameter dalam (ID) : 0,622 in = 0,0518 ft
- Diameter luar (OD) : 0,840 in = 0,07 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,00211 ft²

Kecepatan rata-rata fluida,

$$V = \frac{Q}{A_i} = \frac{0,0023 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,00211 \text{ ft}^2} = 1,09 \text{ ft/detik}$$

Bilangan reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} = \frac{(73,91 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \cdot (1,09 \frac{\text{ft}}{\text{detik}}) \cdot (0,0518 \text{ ft})}{0,00067 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}} = 6228,517 \text{ (Turbulen)}$$

$$\epsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,0518 \text{ ft}} = 0,0028$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 6228,517$ dan $\epsilon/D = 0,0028$ diperoleh $f = 0,035$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App.C – 2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
 - 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
 - 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)
 $L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- $$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 = 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} = 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g \cdot c \cdot D}$$

(pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983)

$$= \frac{(0,035) \cdot (1,09 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}) \cdot (0,0518 \text{ ft})}$$

$$= 1,307 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 16,95 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 1,09 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb} \cdot \text{ft} / \text{lb} \cdot \text{detik}^2$$

$$\alpha : 1$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} ((1,09)^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(16,95 - 0)}{32,174} \right) + (0) + 1,307 + W_f = 0$$

$$W_f = 18,2638 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$W_p = \frac{W_f \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{(18,2638 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lb}_f}{\text{lb}_m}) \cdot (0,0023 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}) \cdot (73,91 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{(550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{s}) / 1 \text{ hp}}$$

$$= 0,006 \text{ hp}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,006}{0,75} = 0,008 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.7 Tangki Ekstraktor (EX)

Fungsi : Sebagai tempat ekstraksi kulit kakao

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk ellipsoidal

Bahan konstruksi : Stainless Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi operasi : 90°C ; 1 atm

Basis perhitungan : 1 jam

Massa Campuran (m) : 45778,1973 kg/jam × 1 jam = 45778,1973 kg

Densitas (ρ) : 1076,307 kg/m³ = 67,1916 lb/ft³

Volume (V_C) : $\frac{m}{\rho} = \frac{45778,1973 \text{ kg}}{1076,307 \text{ kg/m}^3} = 42,5326 \text{ m}^3$

Penentuan ukuran tangki

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki (V_T) = (1 + 0,2) × 42,5326 m³ = 51,0391 m³

Diameter dan tinggi silinder :

Direncanakan :

- Tinggi silinder = Diameter (H_s : D) = 5 : 4

- Tinggi head = Diameter (H_h : D) = 1 : 4

• Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_{sr} \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \left(\frac{5}{4} \times D\right)$$

$$= 0,91825 D^3$$

• Volume tutup (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times D^3 \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= 0,131 D^3$$

Dimana :

H_s : Tinggi silinder

D : Diameter tangki

V_T : V_s + V_h

$$51,0391 \text{ m}^3 = 0,91825 D^3 + 0,131 D^3$$

$$51,0391 \text{ m}^3 = 1,112 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{51,0391 \text{ m}^3}{1,112}}$$

$$= 3,58 \text{ m}$$

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

$$= \frac{3,58 \text{ m}}{2} = 1,79 \text{ m} = 70,4724 \text{ in}$$

Sehingga desain tangki :

- Diameter silinder (D) = 3,58 m = 11,7454 ft
- Tinggi silinder (H_{sr}) = $(\frac{5}{4} \times 3,58 \text{ m}) = 4,475 \text{ m}$
- Tinggi tutup (h_h) = $(\frac{1}{4} \times 3,58 \text{ m}) = 0,895 \text{ m}$
- Tinggi total tangki (H_T) = $(4,475 \text{ m} + 0,895 \text{ m}) = 5,37 \text{ m}$
- Tinggi cairan (H_c) = $(\frac{V_c}{V_T} \times H_T) = \frac{42,5326 \text{ m}^3}{51,0391 \text{ m}^3} \times 5,37 \text{ m}$
= 4,475 m = 14,6817 ft

Tebal shell dan tutup tangki

$$\text{Tebal shell (t)} = \frac{PR}{SE-0,6P} + (C \times N) \quad (\text{Tabel 9 McCetta and Cunningham, 1993})$$

- Allowable working stress (S) = 12650 psia
- Efisiensi sambungan (E) = 0,8
- Faktor korosi (C) = 0,13 – 0,5 mm/tahun,
yang digunakan = 0,01 in/tahun
- Umur alat (N) = 15 tahun
- Tekanan Operasi = 1 atm = 14,696 psia
- Tekanan hidrostatik (P_h) = $\frac{H_c-1}{144} \times \rho$
= $(\frac{14,6817 \text{ ft} - 1}{144}) \times 73,9147 \text{ lb/ft}^3$
= $7,0227 \text{ lb/ft}^2 = 0,0487 \text{ psia}$
- Tekanan Operasi (P) = $P_o + P_h$
= $14,696 \text{ psia} + 0,0487 \text{ psia}$
= 14,7447 psia
- Tekanan desain (P_d) = $(1 + f_k) \times 14,7447 \text{ psia}$
= $(1 + 0,2) \times 14,7447 \text{ psia}$
= 17,6936 psia

Maka tebal shell :

$$t = \frac{(17,6936 \text{ psia}) \cdot (70,4724 \text{ in})}{((12650 \text{ psia}) \cdot (0,8)) - ((0,6) \cdot (17,6936 \text{ psia}))} + (0,01 \text{ in/tahun} \times 15 \text{ tahun})$$

$$= 0,27 \text{ in}$$

Digunakan shell standar dengan tebal 0,5 in.

Tebal tutup dianggap sama dengan tebal shell karena terbuat dari bahan yang sama, yaitu setebal 0,5 in.

Penentuan pengaduk

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 unit

Untuk turbin standar (McCabe, 1993), diperoleh :

$$D_a/D_t = 1/3 ; D_a = 1/3 \times 11,7454 \text{ ft} = 3,92 \text{ ft}$$

$$E/D_a = 1 ; E = 3,92 \text{ ft}$$

$$L/D_a = 1/4 ; L = 1/4 \times 3,92 \text{ ft} = 0,98 \text{ ft}$$

$$W/D_a = 1/5 ; W = 1/5 \times 3,92 \text{ ft} = 0,784 \text{ ft}$$

$$J/D_t = 1/12 ; J = 1/12 \times 11,7454 \text{ ft} = 0,979 \text{ ft}$$

Dimana :

D_t : Diameter tangki

D_a : Diameter impeller

E : Tinggi turbin dari dasar tangki

L : Panjang blade pada turbin

W : Lebar blade pada turbin

J : Lebar blade

Kecepatan pengadukan, $N = 1$ putaran/detik

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{Re} &= \frac{\rho \cdot N \cdot (D_t)^2}{\mu} \\ &= \frac{(67,1916 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \cdot (1 \frac{\text{putaran}}{\text{detik}}) \cdot (11,7454 \text{ ft})^2}{0,0003 \text{ lb/ft detik}} \\ &= 30897927,616 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 10000$, maka perhitungan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = \frac{K_T \cdot n^3 \cdot (D_a)^2 \cdot \rho}{g_c}$$

$$K_T = 6,3$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{(6,3) \cdot (1 \frac{\text{putaran}}{\text{detik}})^3 \cdot (3,92 \text{ ft})^2 \cdot (67,1916 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{32,174 \text{ lb} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{detik}^2}} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb/detik}} \\ &= 36,75 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor penggerak 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{36,75}{0,8} = 45,9 \text{ hp} = 46 \text{ hp}$$

Penentuan jaket pemanas

- Jumlah steam (100°C) = 2987,0588 kg/jam
- Panas yang dibutuhkan(Q) = 1684283,002 kkal/jam
= 6679305,2357 btu/jam
- Temperatur awal (T_o) = 30°C = 86°F
- Temperatur steam (T_s) = 150°C = 302°F
- Densitas steam (ρ) = 943,37 kg/m³
= 58,8928 lb/ft³
- Tinggi jaket (H_J) = Tinggi cairan (H_c)
= 4,475 m = 14,6817 ft
- Koef. Perpindahan panas (U_D) = 200 btu/jam.ft².°F
- Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$
$$= \frac{6679305,2357 \text{ btu/jam}}{200 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot \text{°F}} \times (302^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F})}$$

$$A = 154,6135 \text{ ft}^2$$

- Volume steam (V_{steam})

$$V_{\text{steam}} = \frac{m_{\text{steam}}}{\rho_{\text{steam}}}$$
$$= \frac{2987,0588 \text{ kg}}{943,37 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{\text{steam}} = 3,1663 \text{ m}^3$$

- Diameter luar jaket (D₂)

$$V_{\text{steam}} = \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2) \times H_J$$

$$3,1663 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) (D_2^2 - (3,58 \text{ m})^2) \times 4,475 \text{ m}$$

$$D_2 = 3,77 \text{ m}$$

- Tebal jaket pemanas (T_J)

$$T_J = D_2 - D_{\text{Tangki}}$$
$$= 3,77 \text{ m} - 3,58 \text{ m}$$
$$= 0,19 \text{ m} = 7,48 \text{ in}$$

Dipilih jaket pemanas dengan tebal 7 in.

C.8 Pompa Ekstraktor (P - 01)

Fungsi : Untuk memompakan bubuk kulit kakao dari tangki ekstraksi ke RDVF - 01

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi operasi : 90°C ; 1 atm

- Laju massa Campuran (F_C) = 45778,1973 kg/jam = 28,0343 lb/s
- Densitas Campuran (ρ_C) = 1076,307 kg/m³ = 67,1916 lb/ft³
- Viskositas Campuran (μ_C) = 0,446449 cP = 0,0003 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetric campuran :

$$\begin{aligned} Q_C &= \frac{F_C}{\rho_C} \\ &= \frac{28,0343 \text{ lb/s}}{67,1916 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,4172 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$\begin{aligned} D_e &= 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters dkk, 1990}) \\ &= 3,9 \cdot (0,4172 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (67,1916 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 4,55 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 5 in = 0,4166 ft
- Diameter dalam (ID) : 5,047 in = 0,4205 ft
- Diameter luar (OD) : 5,563 in = 0,4635 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,139 ft²

Kecepatan rata-rata fluida :

$$V = \frac{Q}{A_i} = \frac{0,4172 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,139 \text{ ft}^2} = 3,0014 \text{ ft/detik}$$

Bilangan reynold :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{67,1916 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,0014 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,4205 \text{ ft}}{0,0003 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} \end{aligned}$$

$$= 282672,5303 \text{ (Turbulen)}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,4205 \text{ ft}} = 0,00035$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 282672,5303$ dan $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00035$ diperoleh $f = 0,0137$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App. C-2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
 - 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
 - 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)
 $L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- $$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$
- $$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$
- $$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$

$$= \frac{(0,0137) \cdot (3,0014 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}) \cdot (0,4205 \text{ ft})}$$

$$= 0,4778 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 12 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} ((0)^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(12-0)}{32,174} \right) + (0) + 0,4778 + W_f = 0$$

$$W_f = 12,4695 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_f \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{\left(12,4695 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m} \right) \cdot \left(0,4172 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \right) \cdot \left(67,1916 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}} \\ &= 0,64 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,64}{0,75} = 0,853 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.9 Rotary Drum Vacuum Filter 1 (RDVF – 01)

Fungsi : Sebagai alat untuk memisahkan filtrat pektin dengan cake kulit kakao.

Kondisi operasi : 70°C ; 1 atm

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kandungan Filtrat

$$\text{Padatan} = 6474,8681 \text{ kg/jam} = 14274,6406 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Larutan} = 39303,329 \text{ kg/jam} = 86649,0082 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{camp}} = 1076,307 \text{ kg/m}^3 = 67,1916 \text{ lb/ft}^3$$

Direncanakan menggunakan 1 unit RDVF

Laju alir volume filtrat (V)

$$V = (86649,0082 \text{ lb/jam}) / (67,1916 \text{ lb/ft}^3)$$

$$= 1289,5809 \text{ ft}^3/\text{jam} = 160,7789 \text{ gal/menit}$$

Dari tabel 19-13 Perry, ed.6 dipilih :

- Slow filtering

- Konsentrasi solid <5%
- Laju alir filtrat ideal 0,01-2 gal/menit.ft²

Dari tabel 11-12 Stanly M. Wallas diperoleh dimensi rotary drum vacuum filter :

Panjang drum : 16 ft
 Diameter drum : 12 ft
 Luas permukaan : 608 ft²
 Maka laju alir filtrat = (160,7789 gal/menit)/(608 ft²)
 = 0,2644 gal/menit.ft²

Karena hasil perhitungan terhadap laju filtrat berada diantara 0,01 – 2 gal/menit.ft² maka dianggap telah memenuhi syarat (layak).

Dari tabel 6. Perry ed.3 hal 990 untuk solid karakteristik larutan :

- Kapasitas : 200-2500 lb/ft².hari
 - Tahanan RDVF : 6-20 in
 - Kapasitas filtrat (Q_f) :
- $$Q_f = (86649,0082 \text{ lb/jam} \times 24 \text{ jam/hari}) / (608 \text{ ft}^2)$$
- $$= 3420,3555 \text{ lb/ft}^2/\text{hari}$$

Penentuan power RDVF (P_{RDVF})

$$P_{RDVF} = 0,005 \text{ hp/ft}^2 \times 608 \text{ ft}^2$$

$$= 3,04 \text{ hp}$$

Jika efisiensi motor 80% maka :

$$P_{RDVF} = 3,04 \text{ hp} / 0,8$$

$$= 3,8 = 4 \text{ hp}$$

C.10 Bak Penampung Cake (BP)

Fungsi : Untuk menampung refinat dari RDVF – 01
 Type : Bak persegi empat terbuat dari beton
 Laju refinat : 7194,298 kg/jam
 Waktu tinggal : 1 hari
 Jumlah refinat : $\frac{7194,298 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 1 \text{ hari}$
 = 172663,152 kg
 Densitas refinat : 1076,3 kg/m³

Volume refinat	: $\frac{172663,152 \text{ kg}}{1076,3 \text{ kg/m}^3} = 160,4228 \text{ m}^3$
Faktor Kelonggaran	: 20%
Volume Bak	: $(1 + 0,2) \times 160,4228 \text{ m}^3 = 192,507 \text{ m}^3$
Tinggi bak penampung	: 3 m
Panjang bak	: P (perbandingan P dan L adalah 2:1)
Volume	: $P \times L \times T$
$192,507 \text{ m}^3$	$= 2L^2 \times 3$
L^2	$= 32,085 \text{ m}^2$
L	$= 5,664 \text{ m}$
P	$= 2 \times L$
	$= 12,328 \text{ m}$

C.11 Pompa Filtrat (P - 02)

Fungsi : Untuk memompakan bubuk kulit kakao dari RDVF - 01 ke evaporator.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi operasi : 70°C ; 1 atm

- Laju massa Filtrat (F_F) = 38583,8992 kg/jam = 23,6285 lb/s
- Densitas Filtrat (ρ_F) = 1011,653 kg/jam = 63,1554 lb/ft³
- Viskositas Filtrat (μ_F) = 0,557241 cP = 0,000374 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetric campuran :

$$Q_C = \frac{F_C}{\rho_C} = \frac{23,6285 \text{ lb/s}}{63,1554 \text{ lb/ft}^3} = 0,374 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$D_e = 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters dkk, 1990})$$

$$= 3,9 \cdot (0,374 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (63,1554 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 4,294 \text{ in}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 4 in = 0,333 ft

- Diameter dalam (ID) : 4,026 in = 0,3355 ft
- Diameter luar (OD) : 4,5 in = 0,375 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,0884 ft²

Kecepatan rata-rata fluida :

$$V = \frac{Q}{A_i} = \frac{0,374 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0884 \text{ ft}^2} = 4,23 \text{ ft/detik}$$

Bilangan Reynold :

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

$$= \frac{63,1554 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 4,23 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,3355 \text{ ft}}{0,0003 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}$$

$$= 298759,777 \text{ (Turbulen)}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,3355 \text{ ft}} = 0,000447$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 298759,777$ dan $\frac{\varepsilon}{D} = 0,000447$ diperoleh $f = 0,013$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App. C-2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
 - 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
 - 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)
 $L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- $$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$
- $$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$
- $$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g \cdot c \cdot D}$$

(pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983)

$$= \frac{(0,013) \cdot (4,23 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb.ft}}{\text{lb.s}^2}) \cdot (0,3355 \text{ ft})}$$

$$= 1,128 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 15,373 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} ((0)^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(15,373 - 0)}{32,174} \right) + (0) + 1,128 + W_f = 0$$

$$W_f = 16,49 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$W_p = \frac{W_f \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{(16,49 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}) \cdot (0,374 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}) \cdot (63,1554 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}}$$

$$= 0,7 \text{ hp}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,7}{0,75} = 0,93 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.12 Vaporizer (V)

Fungsi : Menguapkan HCl dan sebagian air yang terkandung dalam filtrat pektin.

Jenis : Single vaporizer, falling film

Bahan : Stainless Steel type 316

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi

Media pemanas	: Superheated steam
Tekanan	: 1 atm
Suhu umpan	: 90°C = 194°F
Suhu operasi	: 110°C = 230°F
Suhu steam	: 150°C = 302°F
Suhu kondensat	: 100°C = 212°F

Media Pemanas

$$\text{Koef.perp.panas menyeluruh (U)} = 250 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

(McCabe,1976)

$$\begin{aligned} \text{Panas yang diserap (Q)} &= 13489691,9843 \text{ kJ/jam} \\ &= 12785761,0104 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan pemanasan (A)} &= \frac{Q}{U \times \Delta T} = \frac{12785761,0104 \text{ btu/jam}}{250 \frac{\text{btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} \times (356^\circ\text{F} - 230^\circ\text{F})} \\ &= 405,897 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Digunakan pipa 16 ft dengan OD 1 in BWG 16 1,25 in triangular pitch, dengan luas permukaan per linier ($a''t$) = 0,2618 ft²/ft (Kern,1965)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{(a''t) \times L} = \frac{405,897 \text{ ft}^2}{\left(0,2618 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}\right) \times 16 \text{ ft}} = 117,01 \approx 117 \text{ unit}$$

C.13 Kondensor (Cn - 01)

Fungsi : Menurunkan suhu dan mengubah fasa produk atas Vaporizer dari fasa uap ke fasa cair.

Jenis : 1 – 2 shell and tube

Jumlah : 1 unit

Fluida panas : Larutan HCl

Fluida dingin : Air pendingin

Fluida Panas

$$\text{Laju alir masuk} = 18912,3543 \text{ kg/jam} = 41694,6041 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Panas yang dilepas} = 1495294,773 \text{ kkal/jam} = 5929840,8844 \text{ btu/jam}$$

$$T_{\text{awal}} = 110^\circ\text{C} = 230^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{akhir}} = 50^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin

$$\text{Laju alir air pendingin} = 67697,9442 \text{ kg/jam} = 149248,4192 \text{ lb/jam}$$

$$T_{\text{awal}} = 28^{\circ}\text{C} = 82,4^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{akhir}} = 50^{\circ}\text{C} = 122^{\circ}\text{F}$$

Tabel LC – 1 Data Temperatur pada Kondensor (Cn-01)

Temperatur	Fluida Panas	Fluida Dingin	Selisih
Tinggi	$T_1 = 230^{\circ}\text{F}$	$t_2 = 122^{\circ}\text{F}$	108 $^{\circ}\text{F}$
Rendah	$T_2 = 86^{\circ}\text{F}$	$t_1 = 82,4^{\circ}\text{F}$	3,6 $^{\circ}\text{F}$

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2}\right)} = \frac{(86^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}) - (230^{\circ}\text{F} - 122^{\circ}\text{F})}{\ln\left(\frac{86^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}}{230^{\circ}\text{F} - 122^{\circ}\text{F}}\right)} = 30,729^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{230^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F}}{122^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}} = 3,636$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_2 - t_1} = \frac{122^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}}{230^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}} = 0,268$$

Dari gambar 19 Kern, 1965, diperoleh nilai $F_T = 0,95$. Maka :

$$\Delta t_{LMTD} = F_T \times LMTD$$

$$= 0,95 \times 30,729^{\circ}\text{F} = 29,19^{\circ}\text{F}$$

$$R_d \geq 0,001$$

$$\Delta P \leq 10 \text{ psi}$$

$$T_C = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{230^{\circ}\text{F} + 86^{\circ}\text{F}}{2} = 158^{\circ}\text{F}$$

$$t_C = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{82,4^{\circ}\text{F} + 122^{\circ}\text{F}}{2} = 102,2^{\circ}\text{F}$$

1. Luas Permukaan

Dari tabel 8 Kern, 1965, untuk aqueous solution diambil $U_D = 150$ btu/jam.ft².°F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{5929840,8844 \text{ btu/jam}}{150 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}} \times 29,19^{\circ}\text{F}} = 1354,308 \text{ ft}^2$$

2. Jumlah Tubes (N_t)

Digunakan 0,75 in OD tubes BWG 18, L=20 ft. Dari tabel 10 Kern, 1965, diperoleh :

$$\text{Luas permukaan luar (a'')} = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Maka jumlah tubes :

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{1354,308 \text{ ft}^2}{20 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 258,6 \text{ unit}$$

Dari tabel 9 Kern, 1965, dengan square pitch 1-P diperoleh jumlah tubes terdekat (N_t) = 262 pada shell = 19,25 in.

3. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times (a'') \\ &= 20 \text{ ft} \times 262 \text{ unit} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 1371,832 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{5929840,8844 \text{ btu/jam}}{1371,832 \text{ ft}^2 \times 29,19^\circ\text{F}} = 148,0839 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

4. Flow Area (a)

a. Tube side

Dari tabel 10 Kern, 1965, untuk 0,75 in OD tube square pitch diperoleh $a_t = 0,334 \text{ ft}^2$. Maka flow area tube side (a_t):

$$a_t = \frac{a_t \times N_t}{144 \times n} = \frac{0,334 \text{ ft}^2 \times 262 \text{ unit}}{144 \times 4} = 0,152 \text{ ft}^2$$

b. Shell Side

Dari tabel 10 Kern, 1965, untuk 1 in OD tube square pitch diperoleh :

$$\text{Diameter (ID)} = 33 \text{ in}$$

$$\text{Jarak baffle max (B)} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Tube Pitch (P}_t) = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C')} = 0,25 \text{ in}$$

Maka Flow Area shell side (a_s) :

$$a_s = \frac{\text{ID} \times C' \times B}{144 \times P_t} = 0,183 \text{ ft}^2$$

5. Laju Alir Massa (G)

a. Tube Side

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} = 274306,6 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\rho_{\text{fluida panas}} = 63,15 \text{ lb/ft}^3$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho} = 0,0003 \text{ ft/s}$$

b. Shell Side

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = 815565,13 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$G'' = \frac{W_s}{L \times (N_t)^{2/3}} = 182,2547 \text{ lb/jam.lin.ft}$$

6. Koefisien Perpindahan Panas (h)

a. Tube Side

Untuk $V = 0,0003 \text{ ft/s}$

Pada $102,2^\circ\text{F}$ diperoleh $\mu = 2,37 \text{ lb/ft.jam}$ (Fig. 15 Kern,1965)

$$D = \frac{0,652 \text{ in}}{12} = 0,0543 \text{ ft} \quad (\text{Tabel 10 Kern,1965})$$

$$R_{et} = \frac{D \times G_t}{\mu} = \frac{0,0543 \text{ ft} \times 274306,6 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}}{2,37 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} = 6284,75$$

$$h_i = 550 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{Fig. 25 Kern,1965})$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 4778,4 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

b. Shell Side

Asumsi awal $h_o = 200 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= 102,2^\circ\text{F} + \frac{200 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{°F}}}{4778,4 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{°F}} + 200 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{°F}}} (158^\circ\text{F} - 102,2^\circ\text{F}) \\ &= 104,44^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Pada $t_w = 104,44^\circ\text{F}$

$$K_w = 0,1376 \text{ btu/ft.jam}^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 4 Kern, 1965})$$

$$S_w = 0,375 \text{ kg/l} \quad (\text{Tabel 6 Kern, 1965})$$

$$\mu_w = 0,1687 \text{ cP} \quad (\text{Fig. 14 Kern, 1965})$$

$$h_o = 245 \text{ btu/ft}^2.\text{jam}.\text{°F} \quad (\text{Fig. 12-9 Kern, 1965})$$

$$D_e = 0,95 \text{ in}/12 = 0,0791 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28 Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{D \times G_s}{\mu} = 27219,92$$

7. Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 243,776 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

8. Faktor Pengotor (R_d)

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = 0,002$$

Syarat $R_d \geq 0,001$

Maka desain Kondensor memenuhi persyaratan.

9. Penurunan Tekanan (ΔP)

a. Tube Side

Pada :

- $R_{et} = 6284,75$
- $f = 0,00012 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Fig. 26 Kern, 1965)
- $s = 0,626$
- $G_t = 274306,6 \text{ lb/jam.ft}^2$

- $\frac{v^2}{2g} = 0,0003$ (Fig. 27 Kern, 1965)

- $\Delta P_t = \frac{f \times (G_t)^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \phi_t}$
 $= 0,252 \text{ psi}$

- $\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2g}$
 $= 0,007 \text{ psi}$

- $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$
 $= 0,259 \text{ psi}$

Syarat $\Delta P_T \leq 10 \text{ psi}$

Maka desain Kondensor memenuhi persyaratan.

b. Shell Side

Pada :

$Re_s = 27219,92$

$F = 0,0005625 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Fig. 29 Kern, 1965)

$D_s = 2,75 \text{ ft}$

$s = 1$

$N+1 = 12 \times L/B = 60$

$\Delta P_s = \frac{f \times (G_s)^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times s \times \phi_t}$
 $= 0,265$

Syarat $\Delta P_s \leq 10 \text{ psia}$

Maka desain Kondensor memenuhi persyaratan.

C.14 Pompa Produk Atas Vaporizer (P - 08)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan produk atas vaporizer ke tangki penyimpanan.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

- Laju massa Larutan HCl (F_{HCl})
= 18912,3543 kg/jam = 25,5335 lb/detik
- Densitas Larutan HCl (ρ_{HCl})
= 1002,6414 kg/m³ = 62,953 lb/ft³
- Viskositas Larutan HCl (μ_{HCl})
= 0,5532 cP = 0,00037 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetrik larutan :

$$Q_C = \frac{F_C}{\rho_C} = \frac{25,5335 \text{ lb/detik}}{62,953 \text{ lb/ft}^3} = 0,4055 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$\begin{aligned} D_e &= 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Peters dkk, 1990)} \\ &= 3,9 \cdot (0,4055 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (62,953 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 4,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 5 in = 0,4166 ft
- Diameter dalam (ID) : 5,047 in = 0,4205 ft
- Diameter luar (OD) : 5,563 in = 0,4635 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,139 ft²

Kecepatan rata-rata fluida :

$$V = \frac{Q}{A_i} = \frac{0,4055 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,139 \text{ ft}^2} = 2,9172 \text{ ft/detik}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{62,953 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 2,9172 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,4205 \text{ ft}}{0,00037 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} \\ &= 208711,7559 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,4205 \text{ ft}} = 0,00035$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 208711,7559$ dan $\frac{\epsilon}{D} = 0,00035$ diperoleh $f = 0,014$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App. C-2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
 - 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
 - 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)
 $L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- $$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$
- $$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$
- $$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$

$$= \frac{(0,014) \cdot (2,9172 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}) \cdot (0,4205 \text{ ft})}$$

$$= 0,4613 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 104,7639 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb} \cdot \text{ft} / \text{lb} \cdot \text{detik}^2$$

α : 1 (aliran turbulen)

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} ((0)^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(104,7639-0)}{32,174} \right) + (0) + 0,4613 + W_f = 0$$

$$W_f = 105,1535 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_f \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{\left(105,1535 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m} \right) \cdot \left(0,4055 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \right) \cdot \left(62,953 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}} \\ &= 4,88 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{4,88}{0,75} = 6,51 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 7 hp.

C.15 Tangki Produk Atas Vaporizer (T - 03)

Fungsi : Sebagai wadah penyimpanan produk atas vaporizer.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup elipsoidal.

Bahan Konstruksi : Stainless Steel A – 283 – 54 grade C

Jumlah Alat : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Basis Perhitungan : 30 hari masa penyimpanan larutan

$$\begin{aligned} \text{Massa Larutan (m)} &= 18912,3543 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari} \\ &= 13616895,096 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas Larutan } (\rho) = 1002,641 \text{ kg.m}^3 = 62,5928 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Larutan (V)} = \frac{m}{\rho} = 13581,0276 \text{ m}^3$$

Penentuan Ukuran Tangki

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume tangki (V}_T) = (1 + 0,2) \times 13581,0276 \text{ m}^3 = 16297,2331 \text{ m}^3$$

Diameter dan tinggi silinder :

Direncanakan :

$$\text{- Tinggi silinder} = \text{Diameter (H}_s : D) = 5 : 4$$

- Tinggi head = Diameter ($H_h : D$) = 1 : 4

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_{sr} \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \left(\frac{5}{4} \times D\right)$$

$$= 0,91825 D^3$$

- Volume tutup (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times D^3 \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= 0,131 D^3$$

Dimana :

H_s : Tinggi silinder

D : Diameter tangki

$$V_T = V_s + V_h$$

$$16297,2331 \text{ m}^3 = 0,91825 D^3 + 0,131 D^3$$

$$16297,2331 \text{ m}^3 = 1,112 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{16297,2331 \text{ m}^3}{1,112}}$$

$$= 24,472 \text{ m}$$

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

$$= \frac{24,472 \text{ m}}{2} = 12,236 \text{ m} = 481,73 \text{ in}$$

Sehingga desain tangki :

- Diameter silinder (D) = 24,472 m = 80,288 ft
- Tinggi silinder (H_{sr}) = $\left(\frac{5}{4} \times 24,472 \text{ m}\right) = 30,59 \text{ m}$
- Tinggi tutup (h_h) = $\left(\frac{1}{4} \times 24,472 \text{ m}\right) = 6,118 \text{ m}$
- Tinggi total tangki (H_T) = $(30,59 \text{ m} + 6,118 \text{ m}) = 36,708 \text{ m}$
- Tinggi cairan (H_c) = $\left(\frac{V_c}{V_T} \times H_T\right) = \frac{13581,0276 \text{ m}^3}{16297,2331 \text{ m}^3} \times 36,708 \text{ m}$
= 30,59 m = 100,36 ft

Tebal shell dan tutup tangki

$$\text{Tebal shell } (t) = \frac{PR}{SE-0,6 P} + (C \times N)$$

(Tabel 9 McCetta and Cunningham, 1993)

- Allowable working stress (S) = 12650 psia
- Efisiensi sambungan (E) = 0,8
- Faktor korosi (C) = 0,13 – 0,5 mm/tahun,
yang digunakan = 0,01 in/tahun
- Umur alat (N) = 15 tahun
- Tekanan Operasi = 1 atm = 14,696 psia
- Tekanan hidrostatik (P_h) = $\frac{Hc-1}{144} \times \rho$
= $(\frac{100,36 \text{ ft} - 1}{144}) \times 62,5928 \text{ lb/ft}^3$
= 43,189 lb/ft² = 0,299 psia
- Tekanan Operasi (P) = $P_o + P_h$
= 14,696 psia + 0,299 psia
= 14,995 psia
- Tekanan desain (P_d) = $(1 + f_k) \times 14,995 \text{ psia}$
= $(1 + 0,2) \times 14,995 \text{ psia}$
= 17,994 psia

Maka tebal shell :

$$t = \frac{(17,994 \text{ psia}) \cdot (481,73 \text{ in})}{((12650 \text{ psia}) \cdot (0,8)) - ((0,6) \cdot (17,994 \text{ psia}))} + (0,01 \text{ in/tahun} \times 15 \text{ tahun})$$

$$= 0,86 \text{ in}$$

Digunakan shell standar dengan tebal 1 in.

Tebal tutup dianggap sama dengan tebal shell karena terbuat dari bahan yang sama, yaitu setebal 1 in.

C.16 Pompa Produk Bawah Vaporizer (P - 03)

Fungsi : Sebagai tempat memompakan larutan pektin dari Vaporizer ke Cooler.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 90°C ; 1 atm

Laju Alir Massa Larutan (F) = 19671,5449 kg/jam = 12,0467 lb/detik

Densitas Larutan (ρ) = 1020,4 kg/m³ = 63,7014 lb/ft³

Viskositas Larutan (μ) = 0,561 cP = 0,00038 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetric larutan :

$$Q_C = \frac{F_C}{\rho_C} = \frac{12,0467 \text{ lb/detik}}{63,7014 \text{ lb/ft}^3} = 0,189 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$\begin{aligned} D_e &= 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Peters dkk, 1990)} \\ &= 3,9 \cdot (0,189 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (63,7014 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,162 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 3 in = 0,25 ft
- Diameter dalam (ID) : 3,068 in = 0,2556 ft
- Diameter luar (OD) : 3,5 in = 0,2916 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,0513 ft²

Kecepatan rata-rata fluida :

$$V = \frac{Q}{A_i} = \frac{0,189 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0513 \text{ ft}^2} = 3,684 \text{ ft/detik}$$

Bilangan reynold :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{63,7014 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,684 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,2556 \text{ ft}}{0,00038 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} \\ &= 157850,459 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,2556 \text{ ft}} = 0,0006$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 157850,459$ dan $\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006$ diperoleh $f = 0,016$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App. C-2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
- 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
- 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$

- 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)

$$L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$$

- 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)

$$L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \Sigma &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} \\ &= 104,768 \text{ ft} \end{aligned}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} && \text{(pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983)} \\ &= \frac{(0,016) \cdot (3,684 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}) \cdot (0,2556 \text{ ft})} \\ &= 1,383 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 15 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb} \cdot \text{ft} / \text{lb} \cdot \text{detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} ((0)^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(15 - 0)}{32,174} \right) + (0) + 1,383 + W_f = 0$$

$$W_f = 16,3727 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_f \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{(16,3727 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m}) \cdot (0,189 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}) \cdot (63,7014 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{(550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{s}) / 1 \text{ hp}} \\ &= 0,358 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,358}{0,75} = 0,48 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.17 Cooler (C - 01)

Fungsi : Menurunkan suhu produk bawah Vaporizer.

Jenis : 1-2 shell and tube

Jumlah : 1 (satu) unit

Fluida Panas : Larutan Pektin

Fluida Dingin : Air Pendingin

Fluida Panas

$$\text{Laju alir masuk} = 19671,5449 \text{ kg/jam} = 43368,3328 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Panas yang dilepas} = 1539165,239 \text{ kkal/jam} = 6103816,5363 \text{ btu/jam}$$

$$T_{\text{awal}} = 110^{\circ}\text{C} = 230^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{akhir}} = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin

$$\text{Laju alir air pendingin} = 36646,7914 \text{ kg/jam} = 80792,3453 \text{ lb/jam}$$

$$T_{\text{awal}} = 28^{\circ}\text{C} = 82,4^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{akhir}} = 50^{\circ}\text{C} = 122^{\circ}\text{F}$$

Tabel LC – 2 Data Temperatur pada Cooler (C-01)

Temperatur	Fluida Panas	Fluida Dingin	Selisih
Tinggi	$T_1 = 230^{\circ}\text{F}$	$t_2 = 122^{\circ}\text{F}$	108°F
Rendah	$T_2 = 86^{\circ}\text{F}$	$t_1 = 82,4^{\circ}\text{F}$	$3,6^{\circ}\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2}\right)} = \frac{(86^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}) - (230^{\circ}\text{F} - 122^{\circ}\text{F})}{\ln\left(\frac{86^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}}{230^{\circ}\text{F} - 122^{\circ}\text{F}}\right)} = 30,729^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{230^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F}}{122^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}} = 3,636$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_2 - t_1} = \frac{122^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}}{230^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}} = 0,268$$

Dari gambar 19 Kern, 1965, diperoleh nilai $F_T = 0,95$. Maka :

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = F_T \times \text{LMTD}$$

$$= 0,95 \times 30,729^{\circ}\text{F} = 29,19^{\circ}\text{F}$$

$$R_d \geq 0,001$$

$$\Delta P \leq 10 \text{ psi}$$

$$T_C = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{230^\circ\text{F} + 86^\circ\text{F}}{2} = 158^\circ\text{F}$$

$$t_C = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{82,4^\circ\text{F} + 122^\circ\text{F}}{2} = 102,2^\circ\text{F}$$

1. Luas Permukaan

Dari tabel 8 Kern, 1965, untuk aqueous solution diambil $U_D = 150$ btu/jam.ft².°F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{6103816,5363 \text{ btu/jam}}{150 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 39,6^\circ\text{F}} = 1027,578 \text{ ft}^2$$

2. Jumlah Tubes (N_t)

Digunakan 0,75 in OD tubes BWG 18, L=20 ft. Dari tabel 10 Kern, 1965, diperoleh :

$$\text{Luas permukaan luar (a'')} = 0,334 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Maka jumlah tubes :

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{1027,578 \text{ ft}^2}{20 \text{ ft} \times 0,334 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 153,82 \text{ unit}$$

Dari tabel 9 Kern, 1965, dengan square pitch 2-P diperoleh jumlah tubes terdekat (N_t) = 196 pada shell = 17,25 in.

3. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times (a'') \\ &= 20 \text{ ft} \times 196 \text{ unit} \times 0,334 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 1309,28 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{6103816,5363 \text{ btu/jam}}{1309,28 \text{ ft}^2 \times 39,6^\circ\text{F}} = 117,726 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

4. Flow Area (a)

a. Tube side

Dari tabel 10 Kern, 1965, untuk 0,75 in OD tube square pitch diperoleh $a_t = 0,334 \text{ ft}^2$. Maka flow area tube side (a_t):

$$a_t = \frac{a_t \times N_t}{144 \times n} = \frac{0,334 \text{ ft}^2 \times 196 \text{ unit}}{144 \times 2} = 0,227 \text{ ft}^2$$

b. Shell Side

Dari tabel 10 Kern, 1965, untuk 1 in OD tube square pitch diperoleh :

$$\text{Diameter (ID)} = 33 \text{ in}$$

$$\text{Jarak baffle max (B)} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Tube Pitch (P}_t) = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C')} = 0,25 \text{ in}$$

Maka Flow Area shell side (a_s) :

$$a_s = \frac{\text{ID} \times \text{C}' \times \text{B}}{144 \times \text{P}_t} = 0,183 \text{ ft}^2$$

5. Laju Alir Massa (G)

a. Tube Side

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} = 191049,924 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\rho_{\text{fluida panas}} = 1020,3 \text{ kg/m}^3 = 63,69 \text{ lb/ft}^3$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho} = 0,833 \text{ ft/s}$$

b. Shell Side

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = 441488,226 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$G'' = \frac{W_s}{L \times (N_t)^{2/3}} = 654,212 \text{ lb/jam.lin.ft}$$

6. Koefisien Perpindahan Panas (h)

a. Tube Side

Untuk $V = 0,833 \text{ ft/s}$

Pada $102,2^\circ\text{F}$ diperoleh $\mu = 2,37 \text{ lb/ft.jam}$ (Fig. 15 Kern,1965)

$$D = \frac{0,652 \text{ in}}{12} = 0,0543 \text{ ft} \quad (\text{Tabel 10 Kern,1965})$$

$$R_{et} = \frac{D \times G_t}{\mu} = \frac{0,0543 \text{ ft} \times 191049,924 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}}{2,37 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} = 4377,219$$

$$h_i = 555 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Fig. 25 Kern,1965})$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{\text{ID}}{\text{OD}} = 482,184 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

b. Shell Side

Asumsi awal $h_o = 200 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 102,2^\circ\text{F} + \frac{200 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}}{482,184 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} + 200 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}} (158^\circ\text{F} -$$

$$102,2^\circ\text{F})$$

$$= 118,559 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pada $t_w = 118,559 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$K_w = 0,367 \text{ btu/ft.jam}^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 4 Kern, 1965})$$

$$S_w = 1 \text{ kg/l} \quad (\text{Tabel 6 Kern, 1965})$$

$$\mu_w = 0,45 \text{ cP} \quad (\text{Fig. 14 Kern, 1965})$$

$$h_o = 645 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Fig. 12-9 Kern, 1965})$$

$$D_e = 0,0791 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28 Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{D \times G_s}{\mu} = 32097,168$$

7. Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 275,917 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

8. Faktor Pengotor (R_d)

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = 0,005$$

Syarat $R_d \geq 0,001$

Maka desain Kondensator memenuhi persyaratan.

9. Penurunan Tekanan (ΔP)

a. Tube Side

Pada :

$$- R_{et} = 4377,219$$

$$- f = 0,00016 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig. 26 Kern, 1965})$$

$$- s = 0,824$$

$$- G_t = 191049,924 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$- \frac{V^2}{2g} = 0,0003 \quad (\text{Fig. 27 Kern, 1965})$$

$$- \Delta P_t = \frac{\frac{1}{2} \times f \times (G_t)^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \phi_t}$$

$$= 0,031 \text{ psi}$$

$$- \Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g}$$

$$= 0,0029 \text{ psi}$$

$$- \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,0339$$

Syarat $\Delta P_T \leq 10 \text{ psi}$

Maka desain Cooler memenuhi persyaratan.

b. Shell Side

Pada :

$$Re_s = 32097,168$$

$$f = 0,0015 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Fig. 29 Kern, 1965)

$$D_s = 2,75 \text{ ft}$$

$$s = 1,05$$

$$N+1 = 12 \times L/B = 60$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times (G_s)^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times s \times \phi_t}$$

$$= 0,198$$

Syarat $\Delta P_s \leq 10 \text{ psia}$

Maka desain Cooler memenuhi persyaratan.

C.18 Pompa Keluaran Cooler (P - 04)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan larutan pektin yang telah didinginkan menuju ke mixer.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 90°C ; 1 atm

Laju alir massa larutan (F) = 19671,5449 kg/jam = 12,0467 lb/detik

Densitas larutan (ρ) = 1020,3 kg/m³ = 63,7014 lb/ft³

Viskositas larutan (μ) = 0,561 cP = 0,00038 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetric larutan :

$$Q_C = \frac{F_C}{\rho_C} = \frac{12,0467 \text{ lb/detik}}{63,7014 \text{ lb/ft}^3} = 0,189 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$\begin{aligned} D_e &= 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Peters dkk, 1990)} \\ &= 3,9 \cdot (0,189 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (63,7014 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,162 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 3 in = 0,25 ft
- Diameter dalam (ID) : 3,068 in = 0,2556 ft

- Diameter luar (OD) : 3,5 in = 0,2916 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,0513 ft²

Kecepatan rata-rata fluida :

$$V = \frac{Q}{A_i} = \frac{0,189 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0513 \text{ ft}^2} = 3,684 \text{ ft/detik}$$

Bilangan reynold :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{63,7014 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,684 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,2556 \text{ ft}}{0,00038 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} \\ &= 157850,459 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

$$\epsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,2556 \text{ ft}} = 0,00058$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 157850,459$ dan $\frac{\epsilon}{D} = 0,00058$ diperoleh $f = 0,016$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App. C-2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
 - 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
 - 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)
 $L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- $$\begin{aligned} \Sigma &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} \\ &= 104,768 \text{ ft} \end{aligned}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} && \text{(pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983)} \\ &= \frac{(0,016) \cdot (3,684 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot \left(32,174 \frac{\text{lb.ft}}{\text{lb.s}^2}\right) \cdot (0,2556 \text{ ft})} \end{aligned}$$

$$= 1,383 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 15 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} ((0)^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(15 - 0)}{32,174} \right) + (0) + 1,383 + W_f = 0$$

$$W_f = 16,3727 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$W_p = \frac{W_f \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{\left(16,3727 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m} \right) \cdot \left(0,189 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \right) \cdot \left(63,7014 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}}$$

$$= 0,358 \text{ hp}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,358}{0,75} = 0,48 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.19 Tangki Isopropil Alkohol (T - 04)

Fungsi : Sebagai wadah larutan Isopropil Alkohol.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup ellipsoidal.

Bahan Konstruksi : Stainless Steel A – 283 – 54 grade C

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Basis Perhitungan : 30 hari masa penyimpanan Isopropil Alkohol

Massa Isopropil Alkohol (m)

$$= 1518,3811 \text{ kg/jam} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}$$

$$= 1093234,392 \text{ kg}$$

$$\text{Densitas Isopropil Alkohol } (\rho) = 786 \text{ kg/m}^3 = 49,0684 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Isopropil Alkohol } (V) = \frac{m}{\rho} = 1390,883 \text{ m}^3$$

Penentuan Ukuran Tangki

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume tangki } (V_T) = (1 + 0,2) \times 1390,883 \text{ m}^3 = 1669,059 \text{ m}^3$$

Diameter dan tinggi silinder :

Direncanakan :

$$\text{- Tinggi silinder} = \text{Diameter } (H_s : D) = 5 : 4$$

$$\text{- Tinggi head} = \text{Diameter } (H_h : D) = 1 : 4$$

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_{sr} \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \left(\frac{5}{4} \times D\right)$$

$$= 0,91825 D^3$$

- Volume tutup (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times D^3 \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= 0,131 D^3$$

Dimana :

H_s : Tinggi silinder

D : Diameter tangki

$$V_T = V_s + V_h$$

$$1669,059 \text{ m}^3 = 0,91825 D^3 + 0,131 D^3$$

$$1669,059 \text{ m}^3 = 1,112 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{1669,059 \text{ m}^3}{1,112}}$$

$$= 11,45 \text{ m}$$

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

$$= \frac{11,45 \text{ m}}{2} = 5,725 \text{ m} = 225,393 \text{ in}$$

Sehingga desain tangki :

- Diameter silinder (D) = 11,45 m = 37,566 ft
- Tinggi silinder (H_{sr}) = $(\frac{5}{4} \times 11,45 \text{ m}) = 14,313 \text{ m}$
- Tinggi tutup (h_h) = $(\frac{1}{4} \times 11,45 \text{ m}) = 2,863 \text{ m}$
- Tinggi total tangki (H_T) = $(14,313 \text{ m} + 2,863 \text{ m}) = 17,176 \text{ m}$
- Tinggi cairan (H_c) = $(\frac{V_c}{V_T} \times H_T)$
 $= \frac{1390,883 \text{ m}^3}{1669,059 \text{ m}^3} \times 17,176 \text{ m}$
 $= 14,313 \text{ m} = 46,959 \text{ ft}$

Tebal shell dan tutup tangki

$$\text{Tebal shell } (t) = \frac{PR}{SE - 0,6 P} + (C \times N) \quad (\text{Tabel 9 McCetta and Cunningham, 1993})$$

- Allowable working stress (S) = 12650 psia
- Efisiensi sambungan (E) = 0,8
- Faktor korosi (C) = 0,13 – 0,5 mm/tahun,
yang digunakan = 0,01 in/tahun
- Umur alat (N) = 15 tahun
- Tekanan Operasi = 1 atm = 14,696 psia
- Tekanan hidrostatik (P_h) = $\frac{H_c - 1}{144} \times \rho$
 $= (\frac{46,959 \text{ ft} - 1}{144}) \times 49,0684 \text{ lb/ft}^3$
 $= 15,661 \text{ lb/ft}^2 = 0,109 \text{ psia}$
- Tekanan Operasi (P) = $P_o + P_h$
 $= 14,696 \text{ psia} + 0,109 \text{ psia}$
 $= 14,805 \text{ psia}$
- Tekanan desain (P_d) = $(1 + f_k) \times P$
 $= (1 + 0,2) \times 14,805 \text{ psia}$
 $= 17,776 \text{ psia}$

Maka tebal shell :

$$t = \frac{(17,776 \text{ psia}) \cdot (225,393 \text{ in})}{((12650 \text{ psia}) \cdot (0,8)) - ((0,6) \cdot (17,776 \text{ psia}))} + (0,01 \text{ in/tahun} \times 15 \text{ tahun})$$

$$= 0,55 \text{ in}$$

Digunakan shell standar dengan tebal 1 in.

Tebal tutup dianggap sama dengan tebal shell karena terbuat dari bahan yang sama, yaitu setebal 1 in.

C.20 Pompa Isopropil Alkohol (P - 10)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan Isopropil Alkohol menuju Mixer.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 90°C ; 1 atm

Laju massa Isopropil Alkohol (F) = 1518,3811 kg/jam

= 0,9298 lb/detik

Densitas Isopropil Alkohol (ρ) = 786 kg/m³

= 49,0684 lb/ft³

Viskositas Isopropil Alkohol (μ) = 2,43 cP

= 0,0016 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetric larutan :

$$Q_c = \frac{F_c}{\rho_c} = \frac{0,9298 \text{ lb/detik}}{49,0684 \text{ lb/ft}^3} = 0,0189 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$\begin{aligned} D_e &= 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Peters dkk, 1990)} \\ &= 3,9 \cdot (0,0189 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (49,0684 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,085 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 1 in = 0,0833 ft
- Diameter dalam (ID) : 1,049 in = 0,0874 ft
- Diameter luar (OD) : 1,315 in = 0,1096 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,0060 ft²

Kecepatan rata-rata fluida :

$$V = \frac{Q}{A_i} = \frac{0,0189 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0060 \text{ ft}^2} = 3,15 \text{ ft/detik}$$

Bilangan Reynold :

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

$$= \frac{49,0684 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,15 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,0874 \text{ ft}}{0,0016 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}$$

$$= 8443,138 \text{ (Turbulen)}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,0874 \text{ ft}} = 0,0017$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 8443,138$ dan $\frac{\varepsilon}{D} = 0,0017$ diperoleh $f = 0,033$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App. C-2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
 - 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
 - 2 unit elbow standar $90^\circ C$ ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)
 $L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- $$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$
- $$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$
- $$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$

$$= \frac{(0,033) \cdot (3,15 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb.ft}}{\text{lb.s}^2}) \cdot (0,0874 \text{ ft})}$$

$$= 6,099 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \rho \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 32,98 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} ((0)^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(32,98 - 0)}{32,174} \right) + (0) + 6,099 + W_f = 0$$

$$W_f = 32,056 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_f \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{\left(32,056 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m} \right) \cdot \left(0,0189 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \right) \cdot \left(49,0684 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}{550 (\text{ft.lbf/s}) / 1 \text{ hp}} \\ &= 0,066 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,066}{0,75} = 0,088 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.21 Mixer (M – 01)

Fungsi : Sebagai tempat mencampur larutan pektin dengan larutan pengendap (Isopropil Alkohol).

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan Konstruksi : Stainless Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Waktu Tinggal : 2 jam

$$\text{Laju alir massa campuran} = 21189,9261 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas campuran} = 1003,5 \text{ kg/m}^3 = 62,6464 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume campuran} = \frac{21189,9261 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{1003,5 \text{ kg/m}^3} = 42,232 \text{ m}^3$$

Penentuan Ukuran Mixer

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki (V_T) = $(1+0,2) \times 42,232 \text{ m}^3 = 50,678 \text{ m}^3$

Direncanakan $D_s:H_s$ = 2 : 3

Volume tangki (V_T) = Volume Silinder + (2×Volume Tutup)

$$= \frac{3}{8} \pi \cdot D_s^3 + 2\left(\frac{\pi}{24} D_s^3\right)$$

$50,678 \text{ m}^3 = 1,4391 D_s^3$

Diameter silinder (D_s) = 3,278 m = 10,754 ft

Tinggi silinder (H_s) = $\frac{3}{4} \times 3,278 \text{ m} = 2,458 \text{ m}$

Tinggi tutup (H_d) = $\frac{1}{4} \times 3,278 \text{ m} = 0,819 \text{ m}$

Tinggi tangki (H_T) = $H_s + 2H_d = 4,096 \text{ m}$

Tinggi cairan dalam tangki = $\frac{42,232 \text{ m}^3}{50,678 \text{ m}^3} \times 4,096 \text{ m} = 3,413 \text{ m} = 11,197 \text{ ft}$

Tebal shell dan tutup tangki

$$\text{Tebal shell (t)} = \frac{PR}{SE-0,6P} + (C \times N) \quad (\text{Tabel 9 McCetta and Cunningham, 1993})$$

- Allowable working stress (S) = 12650 psia
- Efisiensi sambungan (E) = 0,8
- Faktor korosi (C) = 0,13 – 0,5 mm/tahun,
yang digunakan = 0,01 in/tahun
- Umur alat (N) = 15 tahun
- Tekanan Operasi = 1 atm = 14,696 psia
- Tekanan hidrostatik (P_h) = $\frac{Hc-1}{144} \times \rho$
= $\left(\frac{11,197 \text{ ft}-1}{144}\right) \times 62,6464 \text{ lb/ft}^3$
= $4,436 \text{ lb/ft}^2 = 0,031 \text{ psia}$
- Tekanan Operasi (P) = $P_o + P_h$
= 14,696 psia + 0,031 psia
= 14,727 psia
- Tekanan desain (P_d) = $(1 + f_k) \times P$
= $(1 + 0,2) \times 14,727 \text{ psia}$
= 17,672 psia

Maka tebal shell :

$$t = \frac{(17,672 \text{ psia}) \cdot (64,527 \text{ in})}{((12650 \text{ psia}) \cdot (0,8)) - ((0,6) \cdot (17,672 \text{ psia}))} + (0,01 \text{ in/tahun} \times 15 \text{ tahun})$$

$$= 0,263 \text{ in}$$

Digunakan shell standar dengan tebal 0,25 in.

Tebal tutup dianggap sama dengan tebal shell karena terbuat dari bahan yang sama, yaitu setebal 0,25 in.

Penentuan pengaduk

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 unit

Untuk turbin standar (McCabe, 1993), diperoleh :

$$D_a/D_t = 1/3 \quad ; \quad D_a = 1/3 \times 10,754 \text{ ft} = 3,585 \text{ ft}$$

$$E/D_a = 1 \quad ; \quad E = 3,585 \text{ ft}$$

$$L/D_a = 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 3,585 \text{ ft} = 0,896 \text{ ft}$$

$$W/D_a = 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 3,585 \text{ ft} = 0,717 \text{ ft}$$

$$J/D_t = 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 10,754 \text{ ft} = 0,896 \text{ ft}$$

Dimana :

D_t : Diameter tangki

D_a : Diameter impeller

E : Tinggi turbin dari dasar tangki

L : Panjang blade pada turbin

W : Lebar blade pada turbin

J : Lebar blade

Kecepatan pengadukan, $N = 1$ putaran/detik

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot (D_t)^2}{\mu}$$

$$= \frac{(62,6464 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \cdot (1 \frac{\text{putaran}}{\text{detik}}) \cdot (10,754 \text{ ft})^2}{0,0003 \text{ lb/ft detik}}$$

$$= 24149877,309$$

$N_{Re} > 10000$, maka perhitungan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = \frac{K_T \cdot n^3 \cdot (D_a)^5 \cdot \rho}{g_c}$$

$$K_T = 6,3$$

$$P = \frac{(6,3) \cdot \left(1 \frac{\text{putaran}}{\text{detik}}\right)^3 \cdot (3,585 \text{ ft})^5 \cdot (62,6464 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{32,174 \text{ lb} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{detik}^2}} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb} / \text{detik}}$$

$$= 13,207 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{13,207}{0,8} = 16,5 \text{ hp} = 17 \text{ hp}$$

C.22 Pompa (P - 05)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan campuran dari mixer menuju unit filtrasi RDVF – 02.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Laju massa campuran (F_c) = 21189,9261 kg/jam = 12,9766 lb/detik

Densitas campuran (ρ_c) = 1003,534 kg/m³ = 62,6485 lb/ft³

Viskositas campuran (μ_c) = 0,5517 cP = 0,000371 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetric campuran,

$$Q_c = \frac{F_c}{\rho_c} = 0,207 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$D_e = 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters dkk, 1990})$$

$$= 3,9 \cdot (0,207 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (62,6483 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 3,287 \text{ in}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 3 in = 0,25 ft
- Diameter dalam (ID) : 3,068 in = 0,2556 ft
- Diameter luar (OD) : 3,5 in = 0,2916 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,0513 ft²

Kecepatan rata-rata fluida :

$$V = \frac{Q}{A_i} = \frac{0,207 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0513 \text{ ft}^2} = 4,035 \text{ ft}/\text{detik}$$

Bilangan reynold :

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

$$= \frac{62,6485 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 4,035 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,2556 \text{ ft}}{0,00037 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}$$

$$= 174627,783 \text{ (Turbulen)}$$

$$\epsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,2556 \text{ ft}} = 0,00058$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 174627,783$ dan $\frac{\epsilon}{D} = 0,00058$ diperoleh $f = 0,015$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App. C-2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft

- 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)

$$L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$$

- 2 unit elbow standar 90° ($L/D = 30$)

$$L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$$

- 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)

$$L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$$

- 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)

$$L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$$

$$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$

$$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$

$$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$

$$= \frac{(0,015) \cdot (4,035 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot \left(32,174 \frac{\text{lb.ft}}{\text{lb.s}^2}\right) \cdot (0,2556 \text{ ft})}$$

$$= 1,555 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c}\right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 15 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 V_1 &: 0 \text{ ft/detik} \\
 V_2 &: 0 \text{ ft/detik} \\
 P_2 - P_1 &= 0 \\
 g &: 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2 \\
 g_c &: 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2 \\
 \alpha &: 1 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} ((0)^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(15-0)}{32,174} \right) + (0) + 1,555 + W_f = 0$$

$$W_f = 16,545 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{W_f \times Q \times \rho}{550} \\
 &= \frac{\left(16,545 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m} \right) \cdot \left(0,207 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \right) \cdot \left(62,6485 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}{550 (\text{ft.lbf/s}) / 1 \text{ hp}} \\
 &= 0,39 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,39}{0,75} = 0,52 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.23 Rotary Drum Vacuum Filter 2 (RDVF – 02)

Fungsi : Sebagai alat untuk memisahkan endapan pektin dengan larutan pengendap dan air.

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Kandungan Filtrat

$$\text{Padatan} = 744,0067 \text{ kg/jam} = 1640,254 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Larutan} = 20363,3133 \text{ kg/jam} = 44893,4211 \text{ lb/jam}$$

$$P_{\text{camp}} = 1003,534 \text{ kg/m}^3 = 62,6485 \text{ lb/ft}^3$$

Laju Alir Volume Filtrat (V)

$$\begin{aligned}
 V &= (44893,4211 \text{ lb/jam}) / (62,6485 \text{ lb/ft}^3) \\
 &= 716,592 \text{ ft}^3/\text{jam} = 89,3413 \text{ gal/menit}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 19-13 Perry,ed.6 dipilih :

- Slow filtering
- Konsentrasi solid <5%
- Laju alir filtrat ideal 0,01-2 gal/menit.ft²

Dari tabel 11-12 Stanly M. Wallas diperoleh dimensi rotary drum vacuum filter :

Panjang drum : 16 ft
Diameter drum : 12 ft
Luas permukaan : 608 ft²
Maka laju alir filtrat = (89,3413 gal/menit)/(608 ft²)
= 0,147 gal/menit.ft²

Karena hasil perhitungan terhadap laju alir filtrat berada diantara 0,01 – 2 gal/menit.ft² maka dianggap telah memenuhi syarat (layak).

Dari tabel 6. Perry ed.3 hal 990 untuk solid karakteristik larutan :

- Kapasitas : 200-2500 lb/ft².hari
- Tahanan RDVF : 6-20 in
- Kapasitas filtrat (Q_f) :
$$Q_f = (44893,4211 \text{ lb/jam} \times 24 \text{ jam/hari}) / (608 \text{ ft}^2)$$
$$= 1772,109 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hari}$$

Penentuan power RDVF (P_{RDVF})

$$P_{RDVF} = 0,005 \text{ hp/ft}^2 \times 608 \text{ ft}^2$$
$$= 3,04 \text{ hp}$$

Jika efisiensi motor 80% maka :

$$P_{RDVF} = 3,04 \text{ hp} / 0,8$$
$$= 3,8 = 4 \text{ hp}$$

C.24 Screw Conveyor 2 (SC – 02)

Fungsi : Sebagai alat pengangkut endapan pektin ke rotary dryer.

Jenis : Rotary Vane Feeder

Bahan Konstruksi : Carbon Steel

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Laju alir bahan baku : 826,6128 kg/jam

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Faktor Kelonggaran : 20%

Kapasitas alat : $(1+0,2) \times 826,6128 \text{ kg/jam} = 991,935 \text{ kg/jam}$

Dari Tabel 21-6 Perry, 1997. Untuk kapasitas 991,935 kg/jam diperoleh :

- Diameter pipa : 2,5 in
- Diameter shaft : 2 in
- Diameter pengumpan : 9 in
- Panjang maksimum : 75 ft
- Pusat gantungan : 10 ft
- Kecepatan motor : 40 rpm
- Daya motor : 2,11 hp

C.25 Rotary Dryer (RD)

Fungsi : Untuk mengurangi kadar air pada produk pektin.

Jenis : Counter Current Rotary Dryer

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA – 283 grade C

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi :

- Temperatur udara masuk (T_{G1}) = $100^{\circ}\text{C} = 212^{\circ}\text{F}$
- Laju umpan masuk ($826,6128 \text{ kg/jam}$) = $1822,369 \text{ lb/jam}$
- Densitas campuran (ρ_{camp}) = $1003,5 \text{ kg/m}^3 = 62,6464 \text{ lb/ft}^3$
- Temperatur umpan masuk (T_{S1}) = $30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$
- Laju alir produk (S_S) = $759,1905 \text{ kg/jam}$
= $1673,728 \text{ lb/jam}$
- Temperatur produk keluar (T_{S2}) = $60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$

Tipe : Direct head rotary dryer

Udara pengering yang dibutuhkan (dari lampiran B)

$G_s = 195,5155 \text{ kg/jam} = 431,037 \text{ lb/jam}$

Diameter Dryer

Dari Perry edisi 6 hal 3-382 dijelaskan kecepatan udara pengering masuk dryer untuk tiap luas permukaan dryer yang optimum.

$G = 200-1000 \text{ lb/jam.ft}^2$ (diambil $G = 200 \text{ lb/jam.ft}^2$)

$$A = \frac{G_s}{G}$$

$$= \frac{431,037 \text{ lb/jam}}{200 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}} = 2,155 \text{ ft}^2$$

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

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 2,155}{3,14}} = 1,656 \text{ ft}$$

Panjang Dryer

Range panjang silinder dryer = $4D - 10D$

Digunakan :

$$L_{RD} = 4D$$

$$= 4 \times 1,656 \text{ ft}$$

$$= 6,624 \text{ ft}$$

$$\text{Volume dryer (V}_{RD}) = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot L_{RD}$$

$$= \frac{3,14}{4} (1,656 \text{ ft})^2 \times 6,624 \text{ ft}$$

$$= 14,259 \text{ ft}^3$$

$$\text{Luas permukaan dryer (A}_{RD}) = \pi \cdot D \cdot L_{RD}$$

$$= 3,14 \times 1,656 \text{ ft} \times 6,624 \text{ ft}$$

$$= 34,443 \text{ ft}^2$$

Putaran Dryer

$$N = \frac{v}{\pi \times D}$$

Dimana range v, kecepatan putaran linear = 30-150 ft/menit

Digunakan v = 100 ft/menit

$$N = \frac{100 \text{ ft/menit}}{3,14 \times 1,656 \text{ ft}} = 19,231 \text{ rpm}$$

Range ($N \times D = 25-35 \text{ rpm.ft}$)

$$N \times D = 19,231 \text{ rpm} \times 1,656 \text{ ft}$$

$$= 31,846 \text{ rpm.ft (memenuhi range)}$$

Waktu Lewatan

Range hold-up = 3-12% volume total

Digunakan hold-up = 12%

$$\text{Hold-up} = 12\% \times V_{RD}$$

$$= 1,711 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu lewatan } (\theta) &= \frac{\text{Hold-up} \times \rho_{\text{camp}}}{S_s} \\ &= \frac{1,711 \text{ ft}^3 \times 62,6464 \text{ lb/ft}^3}{1673,728 \text{ lb/jam}} \\ &= 0,064 \text{ jam} = 3,84 \text{ menit} \end{aligned}$$

Daya Dryer

$$\begin{aligned} \text{Range daya dryer (P)} &= 0,5D^2 - D^2 \\ \text{Digunakan} &= 0,5D^2 \\ &= 0,5 \times (1,656)^2 = 1,37 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

Kemiringan Dryer

$$\theta = \frac{0,23 \cdot L_{RD}}{S \cdot N^{0,9} \cdot D} \pm \frac{0,6 \cdot B \cdot L_{RD} \cdot G'}{F}$$

Dimana :

θ = Time passage (waktu lewatan), menit

B = Konstanta diameter partikel, $5(D_p)^{-0,5}$,
diambil D_p 150 mesh = 0,4082

S = Slope (kemiringan), Range standar S = 0-0,8

G' = Kecepatan massa udara = 1,12 kg/m.detik = 2709,3789 lb/ft.jam

F = $\frac{\text{laju umpan}}{\text{luas permukaan dryer}} = 52,909 \text{ lb/jam.ft}^2$

$$\text{Maka } \theta = \frac{0,23 \cdot (6,624 \text{ ft})}{S (19,231)^{0,9} \cdot (1,656 \text{ ft})} \pm \frac{0,6 \cdot (6,624 \text{ ft}) \cdot (0,4082) \cdot (2709,3789 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}})}{52,909 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}$$

S = 0,00297 (memenuhi range)

C.26 Blower (B)

Fungsi : Menghembuskan udara ke rotary dryer

Jenis : Blower sentrifugal

Bahan Konstruksi : Carbon steel

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Laju alir udara : 431,037 lb/jam = 0,0543 kg/detik

Densitas udara : 0,071 lb/ft³

Kerja yang dilakukan blower (W_s (J/kg))

$$W_s = \frac{2,3026 \times R \times T}{M} \log \frac{P_2}{P_1}$$

Dimana :

R = Konstanta gas = 8,3144 J/mol.K

- T = Temperatur operasi, K
M = Berat molekul = 28,97 kg/mol
P₁ = Tekanan awal = 1 atm
P₂ = Tekanan akhir = 1,4 atm

$$\text{Maka } W_s = \frac{2,3026 \times 8,3144 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} \times 303,15 \text{ K}}{28,97 \text{ kg/mol}} \log \frac{1,4 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 29,2746 \text{ J/kg}$$

Brake horse power (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{W_s \cdot m}{\eta \cdot 1000}$$

Dimana :

W_s : Kerja yang dilakukan blower (J/kg)

M : Laju bahan (kg/detik)

η : Efisiensi blower = 80%

$$\text{Maka BHP} = \frac{29,2746 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \times 0,0543 \text{ kg/detik}}{0,8 \times 1000} = 0,0019 \approx 1 \text{ hp}$$

Dengan demikian digunakan blower dengan daya 1 hp.

C.27 Screw Conveyor 3 (SC – 03)

Fungsi : Sebagai alat pengangkut padatan pektin dari rotary dryer menuju ke tangki penampungan produk.

Jenis : Rotary Vane Feeder

Bahan Konstruksi : Carbon Steel

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Laju alir bahan baku : 759,1905 kg/jam

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Faktor Kelonggaran : 20%

Kapasitas alat : (1+0,2) × 759,1905 kg/jam = 911,028 kg/jam

Dari Tabel 21-6 Perry, 1997. Untuk kapasitas 911,028 kg/jam diperoleh :

- Diameter pipa : 2,5 in
- Diameter shaft : 2 in
- Diameter pengumpan : 9 in
- Panjang maksimum : 75 ft
- Pusat gantungan : 10 ft
- Kecepatan motor : 400 rpm

- Daya motor : 2,11 hp

C.28 Tangki Penampungan Produk (T - 01)

Fungsi : Sebagai tempat untuk menampung produk akhir.
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dished head dan tutup bawah konis.

Jumlah : 1 (satu) unit

Laju bahan masuk : 759,1905 kg/jam

Lama penyimpanan : 7 hari

Jumlah produk = $759,1905 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/1 hari} \times 7 \text{ hari}$
= 127544,004 kg

Densitas produk = 1343 kg/m³

Volume produk = $\frac{127544,004 \text{ kg}}{1343 \text{ kg/m}^3} = 94,969 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki = $(1+0,2) \times 94,969 \text{ m}^3 = 113,962 \text{ m}^3$

Volume tangki = Volume silinder + Volume konis
= $\frac{1}{4} \pi D^2 H_S + \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{1}{3} H_K\right)$

Dimana :

Tinggi silinder (H_S) = 1,5 D

Tinggi konis (H_K) = $\frac{\frac{1}{2}D}{\tan \alpha}$; dengan $\alpha = 45^\circ$

Maka, volume tangki :

Volume tangki = $\frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D) + \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{\frac{1}{2}D}{\tan 45^\circ}\right)$

113,962 m³ = 1,57 D³

D = 4,171 m

H_S = 1,5 × 4,171 m = 6,256 m

Tinggi bahan dalam silinder :

= $\frac{100-20}{100} \times 6,256 \text{ m}$

= 5,005 m

Luas Penampang Silinder

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

$$= \frac{3,14}{4} (4,171 \text{ m})^2$$

$$= 13,656 \text{ m}^2$$

Tebal Silinder

$$T_s = \frac{P_d \cdot R_i}{E \cdot F - 0,6 P_d} + (C \times N)$$

Dimana :

P_d : Tekanan desain (N/m^2)

R_i : Jari-jari silinder = $0,5 D = 0,5(3,79 \text{ m}) = 1,895 \text{ m}$

E : Efisiensi sambungan = 0,8

F : Stress yang diizinkan (N/m^2) = 80668692 n/m^2

C : Faktor korosi (0,003 m/tahun)

N : Umur alat (15 tahun)

P_d : $P_h + P_{op}$

P_h : $\rho \cdot H_s \cdot g$

$$= 1343 \text{ kg/m}^3 \times 6,256 \text{ m} \times 9,8 \text{ m/s}^2 = 82337,718 \text{ N/m}^2$$

P_{op} : 101325 N/m^2

P_d : $82337,718 \text{ N/m}^2 + 101325 \text{ N/m}^2 = 183662,718 \text{ N/m}^2$

$$\text{Maka, } T_s = \frac{183662,718 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \cdot 1,895 \text{ m}}{(0,8) \cdot (80668692 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}) - (0,6) \cdot (183662,718 \frac{\text{N}}{\text{m}^2})} + (0,045) = 0,0501 \text{ m}$$

$$T_s = 0,0504 \text{ m} = 1,984 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

Tebal Dished Heaad

$$T_h = \frac{P_d \cdot R_o}{E \cdot F - 0,1 P_d} + (C \times N)$$

Dimana :

R_o = D_o

D_o = $D + 2T_s$

$$= 4,271 \text{ m}$$

$$\text{Maka, } T_h = \frac{183662,718 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \cdot 4,271 \text{ m}}{(0,8) \cdot (80668692 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}) - (0,1) \cdot (183662,718 \frac{\text{N}}{\text{m}^2})} + (0,045) = 0,0556 \text{ m}$$

$$T_h = 0,0571 \text{ m} = 2,248 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

Tinggi Dished Head

Dari tabel Brownell and Young, diperoleh :

- Crown radius (r) = 90 in = 2,286 m

- Knuckle radius (icr) = 5,5 in = 0,1397 m
- Straight flange (Sf) = 2 in = 0,0508 m

Maka,

$$AB = \frac{1}{2} D - icr$$

$$= 1,945 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 2,1463 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 0,907 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$= 1,379 \text{ m}$$

Dengan demikian tinggi dished head (OA) :

$$OA = T_h + b + S_f$$

$$= 1,486 \text{ m}$$

Tebal Konis

$$T_K = \left[\frac{P_d \cdot D_K}{2 \cdot E \cdot F - P_d} \times \frac{1}{\cos 45^\circ} \right] + (C \times N)$$

Dimana :

$$D_K = D - 2T_s$$

$$= 4,168 \text{ m}$$

Maka,

$$T_K = 0,053 \text{ m}$$

$$\sin \alpha = \left(\frac{\frac{1}{2} D_o}{L} \right)$$

$$\sin 45^\circ = \left(\frac{0,5 \cdot (4,271 \text{ m})}{L} \right)$$

$$L = 3,02 \text{ m}$$

Tinggi Konis

$$H_K = L \cdot \cos \alpha$$

$$= 2,135 \text{ m}$$

Tinggi Total Tangki

$$H_{\text{total}} = H_s + OA + H_K$$

$$= 9,877 \text{ m}$$

C.29 Pompa Filtrat (P - 12)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan filtrat RDVF – 02 menuju ke tangki destilasi.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

- Laju massa campuran (F_c)
= 20363,3133 kg/jam = 12,47 lb/detik
- Densitas campuran (ρ_c)
= 984,4 kg/m³ = 61,454 lb/ft³
- Viskositas campuran (μ_c)
= 0,5409 cP = 0,000363 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetrik larutan :

$$Q_c = \frac{F_c}{\rho_c} = \frac{12,47 \text{ lb/detik}}{61,454 \text{ lb/ft}^3} = 0,203 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$\begin{aligned} D_e &= 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Peters dkk, 1990)} \\ &= 3,9 \cdot (0,203 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (61,454 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 3 in = 0,25 ft
- Diameter dalam (ID) : 3,068 in = 0,2556 ft
- Diameter luar (OD) : 3,5 in = 0,2916 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,0513 ft²

Kecepatan rata-rata fluida :

$$V = \frac{Q}{A_i} = \frac{0,203 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0513 \text{ ft}^2} = 3,957 \text{ ft/detik}$$

Bilangan reynold :

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

$$= \frac{61,454 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,957 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,2556 \text{ ft}}{0,000363 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}$$

$$= 171226,284 \text{ (Turbulen)}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,2556 \text{ ft}} = 0,00058$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 171226,284$ dan $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00058$ diperoleh $f = 0,015$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App. C-2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft

- 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)

$$L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$$

- 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)

$$L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$$

- 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)

$$L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$$

- 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)

$$L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$$

$$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$

$$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$

$$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$

$$= \frac{(0,015) \cdot (3,957 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb.ft}}{\text{lb.s}^2}) \cdot (0,2556 \text{ ft})}$$

$$= 1,496 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 36 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} ((0)^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(36-0)}{32,174} \right) + (0) + 1,496 + W_f = 0$$

$$W_f = 37,471 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$W_p = \frac{W_f \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{\left(37,471 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m} \right) \cdot \left(0,203 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \right) \cdot \left(61,454 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}}$$

$$= 0,85 \text{ hp}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,85}{0,75} = 1,13 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.30 Tangki Destilasi (TD)

Fungsi : Sebagai alat untuk memisahkan Isopropil Alkohol dari campuran filtrat RDVF – 02.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk ellipsoidal.

Bahan Konstruksi : Stainless Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 85°C ; 1 atm

Basis Perhitungan : 1 jam

- Massa campuran (m) = 20363,3133 kg/jam × 1 jam
= 20363,3133 kg
- Densitas (ρ) = 984,4 kg/m³ = 61,454 lb/ft³
- Volume (V_C) = $\frac{m}{\rho} = 20,686 \text{ m}^3$

Penentuan ukuran tangki

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume tangki (V}_T) = (1 + 0,2) \times 20,686 \text{ m}^3 = 24,823 \text{ m}^3$$

Diameter dan tinggi silinder :

Direncanakan :

$$\text{- Tinggi silinder} = \text{Diameter (H}_s : D) = 5 : 4$$

$$\text{- Tinggi head} = \text{Diameter (H}_h : D) = 1 : 4$$

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_{sr} \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \left(\frac{5}{4} \times D\right)$$

$$= 0,91825 D^3$$

- Volume tutup (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times D^3 \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= 0,131 D^3$$

Dimana :

H_s : Tinggi silinder

D : Diameter tangki

V_T : V_s + V_h

$$24,823 \text{ m}^3 = 0,91825 D^3 + 0,131 D^3$$

$$24,823 \text{ m}^3 = 1,112 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{24,823 \text{ m}^3}{1,112}}$$

$$= 2,816 \text{ m}$$

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

$$= \frac{2,816 \text{ m}}{2} = 1,408 \text{ m} = 55,433 \text{ in}$$

Sehingga desain tangki :

- Diameter silinder (D) = 2,816 m = 9,238 ft
- Tinggi silinder (H_{sr}) = $\left(\frac{5}{4} \times 2,816 \text{ m}\right) = 3,52 \text{ m}$
- Tinggi tutup (h_h) = $\left(\frac{1}{4} \times 2,816 \text{ m}\right) = 0,704 \text{ m}$
- Tinggi total tangki (H_T) = (3,52 m + 0,704 m) = 4,224 m
- Tinggi cairan (H_c) = $\left(\frac{V_c}{V_T} \times H_T\right) = \frac{20,686 \text{ m}^3}{24,823 \text{ m}^3} \times 4,224 \text{ m}$
= 3,52 m = 11,548 ft

Tebal shell dan tutup tangki

$$\text{Tebal shell } (t) = \frac{PR}{SE - 0,6P} + (C \times N) \quad (\text{Tabel 9 McCetta and Cunningham, 1993})$$

- Allowable working stress (S) = 12650 psia
- Efisiensi sambungan (E) = 0,8
- Faktor korosi (C) = 0,13 – 0,5 mm/tahun,
yang digunakan = 0,01 in/tahun
- Umur alat (N) = 15 tahun
- Tekanan Operasi = 1 atm = 14,696 psia
- Tekanan hidrostatik (P_h) = $\frac{Hc-1}{144} \times \rho$
= $\left(\frac{11,548 \text{ ft} - 1}{144}\right) \times 61,454 \text{ lb/ft}^3$
= $4,501 \text{ lb/ft}^2 = 0,031 \text{ psia}$
- Tekanan Operasi (P) = $P_o + P_h$
= 14,696 psia + 0,031 psia
= 14,727 psia
- Tekanan desain (P_d) = $(1 + f_k) \times 14,727 \text{ psia}$
= $(1 + 0,2) \times 14,727 \text{ psia}$
= 17,672 psia

Maka tebal shell :

$$t = \frac{(17,672 \text{ psia}) \cdot (55,433 \text{ in})}{((12650 \text{ psia}) \cdot (0,8)) - ((0,6) \cdot (17,672 \text{ psia}))} + (0,01 \text{ in/tahun} \times 15 \text{ tahun})$$

$$= 0,15 \text{ in}$$

Digunakan shell standar dengan tebal 0,5 in.

Tebal tutup dianggap sama dengan tebal shell karena terbuat dari bahan yang sama, yaitu setebal 0,5 in.

Penentuan jaket pemanas

- Jumlah steam (100°C) = 5279,8036 kg/jam
- Panas yang dibutuhkan(Q) = 1186075,429 kkal/jam
= 4703579,988 btu/jam
- Temperatur awal (T_o) = 30°C = 86°F
- Temperatur steam (T_s) = 150°C = 302°F
- Densitas steam (ρ) = 943,37 kg/m³

- Tinggi jaket (H_J) = 58,8928 lb/ft³
= Tinggi cairan (H_c)
= 3,52 m = 11,548 ft
- Koef. Perpindahan panas (U_D) = 200 btu/jam.ft².°F
- Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$

$$= \frac{4703579,988 \text{ btu/jam}}{200 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times (302^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F})}$$

$$A = 108,879 \text{ ft}^2$$

- Volume steam (V_{steam})

$$V_{\text{steam}} = \frac{m_{\text{steam}}}{\rho_{\text{steam}}}$$

$$= \frac{5279,8036 \text{ kg}}{943,37 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{\text{steam}} = 5,596 \text{ m}^3$$

- Diameter luar jaket (D_2)

$$V_{\text{steam}} = \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2) \times H_J$$

$$5,596 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) (D_2^2 - (2,816 \text{ m})^2) \times 3,1977 \text{ m}$$

$$D_2 = 3,557 \text{ m}$$

- Tebal jaket pemanas (T_J)

$$T_J = D_2 - D_{\text{Tangki}}$$

$$= 3,557 \text{ m} - 2,816 \text{ m}$$

$$= 0,741 \text{ m} = 29,173 \text{ in}$$

Dipilih jaket pemanas dengan tebal 29 in.

C.31 Kondensor (Cn - 02)

Fungsi : Menurunkan suhu dan mengubah fasa produk atas Tangki Destilasi dari fasa uap ke fasa cair.

Jenis : 1 – 2 shell and tube

Jumlah : 1 unit

Fluida panas : Larutan HCl

Fluida dingin : Air pendingin

Fluida Panas

Laju alir masuk = 1858,715 kg/jam = 4097,765 lb/jam

$$\begin{aligned} \text{Panas yang dilepas} &= 70603,501 \text{ kkal/jam} &= 279989,962 \text{ btu/jam} \\ T_{\text{awal}} &= 85^{\circ}\text{C} &= 185^{\circ}\text{F} \\ T_{\text{akhir}} &= 30^{\circ}\text{C} &= 86^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Fluida Dingin

$$\begin{aligned} \text{Laju alir air pendingin} &= 3209,25 \text{ kg/jam} &= 7075,185 \text{ lb/jam} \\ T_{\text{awal}} &= 28^{\circ}\text{C} &= 82,4^{\circ}\text{F} \\ T_{\text{akhir}} &= 50^{\circ}\text{C} &= 122^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Tabel LC – 3 Data Temperatur pada Kondensor (Cn-02)

Temperatur	Fluida Panas	Fluida Dingin	Selisih
Tinggi	$T_1 = 185^{\circ}\text{F}$	$t_2 = 122^{\circ}\text{F}$	63°F
Rendah	$T_2 = 86^{\circ}\text{F}$	$t_1 = 82,4^{\circ}\text{F}$	3,6°F

$$\text{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2}\right)} = \frac{(86^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}) - (185^{\circ}\text{F} - 122^{\circ}\text{F})}{\ln\left(\frac{86^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}}{185^{\circ}\text{F} - 122^{\circ}\text{F}}\right)} = 20,7532^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{185^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F}}{122^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}} = 2,5$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{122^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}}{185^{\circ}\text{F} - 82,4^{\circ}\text{F}} = 0,3859$$

Dari gambar 19 Kern, 1965, diperoleh nilai $F_T = 0,95$. Maka :

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 0,95 \times 20,7532^{\circ}\text{F} = 19,7155^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$R_d \geq 0,001$$

$$\Delta P \leq 10 \text{ psi}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{185^{\circ}\text{F} + 86^{\circ}\text{F}}{2} = 135,5^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{82,4^{\circ}\text{F} + 122^{\circ}\text{F}}{2} = 102,2^{\circ}\text{F}$$

1. Luas Permukaan

Dari tabel 8 Kern, 1965, untuk aqueous solution diambil $U_D = 150$ btu/jam.ft².°F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{279989,962 \text{ btu/jam}}{150 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}} \times 19,715^{\circ}\text{F}} = 94,679 \text{ ft}^2$$

2. Jumlah Tubes (N_t)

Digunakan 0,75 in OD tubes BWG 18, L=20 ft. Dari tabel 10 Kern, 1965, diperoleh :

Luas permukaan luar (a'') = 0,334 ft²/ft

Maka jumlah tubes :

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{94,679 \text{ ft}^2}{20 \text{ ft} \times 0,334 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 14,17 \text{ unit}$$

Dari tabel 9 Kern, 1965, dengan square pitch 4-P diperoleh jumlah tubes terdekat (N_t) = 24 pada shell = 8 in.

3. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times (a'') \\ &= 20 \text{ ft} \times 24 \text{ unit} \times 0,334 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 160,32 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{279989,962 \text{ btu/jam}}{160,32 \text{ ft}^2 \times 19,715^\circ\text{F}} = 88,584 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

4. Flow Area (a)

a. Tube side

Dari tabel 10 Kern, 1965, untuk 0,75 in OD tube square pitch diperoleh $a_t = 0,334 \text{ ft}^2$. Maka flow area tube side (a_t):

$$a_t = \frac{a_t \times N_t}{144 \times n} = \frac{0,334 \text{ ft}^2 \times 24 \text{ unit}}{144 \times 4} = 0,223 \text{ ft}^2$$

b. Shell Side

Dari tabel 10 Kern, 1965, untuk 1 in OD tube square pitch diperoleh :

$$\text{Diameter (ID)} = 33 \text{ in}$$

$$\text{Jarak baffle max (B)} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Tube Pitch (P}_t) = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C')} = 0,25 \text{ in}$$

Maka Flow Area shell side (a_s) :

$$a_s = \frac{\text{ID} \times \text{C}' \times \text{B}}{144 \times \text{P}_t} = 0,183 \text{ ft}^2$$

5. Laju Alir Massa (G)

a. Tube Side

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} = 17586,974 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\rho_{\text{fluida panas}} = 63,15 \text{ lb/ft}^3$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho} = 0,077 \text{ ft/s}$$

b. Shell Side

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = 38662,213 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$G'' = \frac{W_s}{L \times (N_t)^{2/3}} = 42,517 \text{ lb/jam.lin.ft}$$

6. Koefisien Perpindahan Panas (h)

a. Tube Side

Untuk $V = 0,077 \text{ ft/s}$

Pada $102,2^\circ\text{F}$ diperoleh $\mu = 2,37 \text{ lb/ft.jam}$ (Fig. 15 Kern,1965)

$$D = \frac{0,652 \text{ in}}{12} = 0,0543 \text{ ft} \quad (\text{Tabel 10 Kern,1965})$$

$$R_{et} = \frac{D \times G_t}{\mu} = \frac{0,0543 \text{ ft} \times 17586,974 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}}{2,37 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} = 402,942$$

$$h_i = 448 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{Fig. 25 Kern,1965})$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 389,461 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

b. Shell Side

Asumsi awal $h_o = 200 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= 102,2^\circ\text{F} + \frac{200 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{°F}}}{389,461 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{°F}} + 200 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{°F}}} (135,5^\circ\text{F} - \\ &\quad 102,2^\circ\text{F}) \\ &= 113,498^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Pada $t_w = 113,498^\circ\text{F}$

$$K_w = 0,367 \text{ btu/ft.jam}^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 4 Kern, 1965})$$

$$S_w = 1 \text{ kg/l} \quad (\text{Tabel 6 Kern, 1965})$$

$$\mu_w = 0,45 \text{ cP} \quad (\text{Fig. 14 Kern, 1965})$$

$$h_o = 520 \text{ btu/ft}^2.\text{jam}.\text{°F} \quad (\text{Fig. 12-9 Kern, 1965})$$

$$D_e = 0,95 \text{ in}/12 = 0,0791 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28 Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{D \times G_s}{\mu} = 2810,828$$

7. Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 222,681 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

8. Faktor Pengotor (R_d)

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = 0,0067$$

Syarat $R_d \geq 0,001$

Maka desain Kondensor memenuhi persyaratan.

9. Penurunan Tekanan (ΔP)

a. Tube Side

Pada :

$$\begin{aligned} - R_{et} &= 402,942 \\ - f &= 0,00012 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \end{aligned} \quad (\text{Fig. 26 Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} - s &= 0,626 \\ - G_t &= 17586,974 \text{ lb/jam.ft}^2 \\ - \frac{v^2}{2g} &= 0,0003 \end{aligned} \quad (\text{Fig. 27 Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} - \Delta P_t &= \frac{f \times (G_t)^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \phi_t} \\ &= 0,001 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \Delta P_r &= \frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2g} \\ &= 0,007 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,008 \end{aligned}$$

Syarat $\Delta P_T \leq 10 \text{ psi}$

Maka desain Kondensor memenuhi persyaratan.

b. Shell Side

Pada :

$$\begin{aligned} Re_s &= 2810,828 \\ F &= 0,0026 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \end{aligned} \quad (\text{Fig. 29 Kern, 1965})$$

$$D_s = 2,75 \text{ ft}$$

$$s = 1$$

$$N+1 = 12 \times L/B = 60$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \times (G_s)^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times s \times \phi_t} \\ &= 0,003 \end{aligned}$$

Syarat $\Delta P_s \leq 10 \text{ psia}$

Maka desain Kondensor memenuhi persyaratan.

C.32 Pompa (P-09)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan kondensat dari Cn-02 menuju ke tangki T-04.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 85°C ; 1 atm

- Laju massa campuran (F_c) = 1858,7149 kg/jam = 1,1382 lb/detik
- Densitas campuran (ρ_c) = 829,1 kg/m³ = 51,759 lb/ft³
- Viskositas campuran (μ_c) = 0,463 cP = 0,000311 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetric campuran,

$$Q_C = \frac{F_C}{\rho_C} = \frac{1,1382 \text{ lb/detik}}{51,759 \text{ lb/ft}^3} = 0,022 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$\begin{aligned} D_e &= 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Peters dkk, 1990)} \\ &= 3,9 \cdot (0,022 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (51,759 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,17 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 1 in = 0,0833 ft
- Diameter dalam (ID) : 1,049 in = 0,0874 ft
- Diameter luar (OD) : 1,315 in = 0,1096 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,0060 ft²

Kecepatan rata-rata fluida,

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A_i} \\ &= \frac{0,022 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0060 \text{ ft}^2} = 3,667 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Bilangan reynold,

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} \\ &= \frac{(51,759 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \cdot (3,667 \frac{\text{ft}}{\text{detik}}) \cdot (0,0874 \text{ ft})}{0,00067 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} \\ &= 24759,018 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,0874 \text{ ft}} = 0,0017$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 24759,018$ dan $\varepsilon/D = 0,0017$ diperoleh $f = 0,025$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App.C – 2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
 - 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
 - 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)
 $L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- $$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$
- $$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$
- $$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$

$$= \frac{(0,025) \cdot (3,667 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}) \cdot (0,0874 \text{ ft})}$$

$$= 6,262 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 40,781 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} (0^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(40,781-0)}{32,174} \right) + (0) + 6,262 + W_f = 0$$

$$W_f = 47,015 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$W_p = \frac{W_f \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{\left(47,015 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m} \right) \cdot \left(0,022 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \right) \cdot \left(51,759 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}}$$

$$= 0,097 \text{ hp}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,097}{0,75} = 0,13 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.33 Kondensor (Cn - 03)

Fungsi : Menurunkan suhu dan mengubah fasa produk atas rotary dryer.

Jenis : DPHE

Jumlah : 1 (satu) unit

Fluida Panas : Larutan Isopropil alkohol

Fluida Dingin : Air pendingin

Fluida Panas

$$\text{Laju alir masuk} = 67,4222 \text{ kg/jam} = 148,64 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Panas yang dilepas} = 1951,2067 \text{ kkal/jam} = 7737,835 \text{ btu/jam}$$

$$T_{\text{awal}} = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{akhir}} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin

$$\text{Laju alir air pendingin} = 88,6912 \text{ kg/jam} = 195,53 \text{ lb/jam}$$

$$T_{\text{awal}} = 28^\circ\text{C} = 82,4^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{akhir}} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

Tabel LC – 4 Data Temperatur pada Kondensor (Cn-03)

Temperatur	Fluida Panas	Fluida Dingin	Selisih
Tinggi	$T_1 = 140^\circ\text{F}$	$t_2 = 122^\circ\text{F}$	18°F
Rendah	$T_2 = 86^\circ\text{F}$	$t_1 = 82,4^\circ\text{F}$	$3,6^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2}\right)} = \frac{(86^\circ\text{F} - 82,4^\circ\text{F}) - (140^\circ\text{F} - 122^\circ\text{F})}{\ln\left(\frac{86^\circ\text{F} - 82,4^\circ\text{F}}{140^\circ\text{F} - 122^\circ\text{F}}\right)} = 8,9472^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{140^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}}{122^\circ\text{F} - 82,4^\circ\text{F}} = 1,3636$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{122^\circ\text{F} - 82,4^\circ\text{F}}{140^\circ\text{F} - 82,4^\circ\text{F}} = 0,6875$$

Dari gambar 19 Kern, 1965, diperoleh nilai $F_T = 0,8$. Maka :

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = F_T \times \text{LMTD}$$

$$= 0,8 \times 8,9472^\circ\text{F} = 7,16^\circ\text{F}$$

$$R_d \geq 0,001$$

$$\Delta P \leq 10 \text{ psi}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{140^\circ\text{F} + 86^\circ\text{F}}{2} = 113^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{82,4^\circ\text{F} + 122^\circ\text{F}}{2} = 102,2^\circ\text{F}$$

Digunakan DPHE ukuran 2 by $1\frac{1}{4}$ IPS

(Tabel 6.2 Kern, 1965)

Bagian Pipa Dalam :

1. Penampang aliran (a_p)

$$a_p = \pi \cdot D^2 / 4 \text{ ft}^2$$

$$D = \frac{1,38}{12} = 0,115 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi \cdot 0,115^2}{4} = 0,0104 \text{ ft}^2$$

2. $G_p = W/a_p$

$$= \frac{148,64 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2} = 14292,31 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

3. Pada $T_c = 113^\circ\text{F}$; $\mu = 0,4602 \text{ cP} \approx 1,1137 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$

$$R_e = \frac{D \cdot G}{\mu} = 1475,81$$

4. $J_h = 60$

(Fig 24 Kern, 1965)

5. Pada $T_c = 113^\circ\text{F}$; $c = 0,39 \text{ btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$

(Fig 24 Kern, 1965)

$$k = 0,083 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/A)}$$

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,39 \times 1,1137}{0,083}\right)^{1/3} = 1,7361$$

$$6. \quad h_i = J_h \left(\frac{k}{D}\right) \cdot \left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 100,6 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

7. Koreksi h_i

$$H_{io} = h_i (ID/OD)$$

$$= 100,6 \left(\frac{1,38}{1,66}\right) = 83,6313 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Bagian Annulus

$$1. \quad D_2 = 2,38/12 = 0,1983 \text{ ft}$$

$$D_t = 2,067/12 = 0,1722 \text{ ft}$$

$$A_a = \pi(D_2^2 - D_t^2)/4 = 0,0204 \text{ ft}^2$$

$$D_e = (D_2^2 - D_t^2)/D_t = 0,1515 \text{ ft}$$

$$2. \quad G_a = W/A_a = 9584,804 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

3. Pada $t_c = 102,2^\circ\text{F}$; $\mu = 0,54 \text{ cP} \approx 1,3068 \text{ lb/ft.jam}$

$$R_e = \frac{D.G}{\mu} = 1454,443$$

$$4. \quad jH = 55$$

(Fig 24 Kern, 1965)

5. Pada $t_c = 102,2^\circ\text{F}$; $c = 1,1 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F}$

(Fig 2 Kern, 1965)

$$k = 0,396 \text{ btu/lb.ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/A)}$$

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} = 1,5368$$

$$6. \quad h_o = jH \left(\frac{k}{D}\right) \cdot \left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) = 168,79 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$7. \quad U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 55,923 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$8. \quad 1/U_D = 1/U_c + R_D$$

$$R_D = 2 \times 0,002 = 0,004$$

(Tabel 12 Kern, 1965)

$$1/U_D = (1/55,923) + 0,004$$

$$U_D = 45,7 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

9. Luas permukaan yang diperlukan :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 23,648 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 Kern, 1965. Untuk pipa nominal 1,25 in, luas permukaan perpindahan panas $0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} = A$. Sehingga panjang pipa yang

dibutuhkan adalah $\frac{23,648 \text{ ft}^2}{0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 38,019 \text{ ft}$

Bila dilakukan 1 hairpin 16 ft maka panjang DPHE 32 ft, sehingga dibutuhkan 2 hairpin. Luas permukaan sebenarnya adalah $2 \times 32 \times 0,622 = 39,808 \text{ ft}^2$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0,004$$

Syarat $R_d \geq 0,003$; maka desain kondensor memenuhi persyaratan.

Penurunan Tekanan (ΔP)

1. Pipe Side

Pada :

$$R_e = 1475,81$$

$$f = 0,00012 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig 26 Kern, 1965})$$

$$s = 0,626$$

$$G_t = 14292,31 \text{ lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$V^2/2g = 0,003 \quad (\text{Fig 27 Kern, 1965})$$

$$\Delta P_p = \frac{f \times (G_t)^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \phi_t}$$

$$= 0,00022 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g}$$

$$= 0,077 \text{ psi}$$

$$\Delta P_p = \Delta P_p + \Delta P_t$$

$$= 0,07722 \text{ psi}$$

Syarat $\Delta P_t \leq 10 \text{ psi}$

Maka desain kondensor memenuhi persyaratan.

2. Annulus Side

Pada :

$$R_e = 1454,443$$

$$f = 0,0026 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig 29 Kern, 1965})$$

$$D_s = 0,1515 \text{ ft}$$

$$s = 1$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 60$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times (G_s)^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times s \times \phi_t}$$

$$= 0,00017 \text{ psi}$$

Syarat $\Delta P_s \leq 10$ psi

Maka desain kondensor memenuhi persyaratan.

C.34 Pompa (P - 11)

Fungsi : Sebagai alat untuk memompakan kondensat dari Cn-03 menuju ke tangki T-05.

Bentuk : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

- Laju massa campuran (F_c) = 67,4222 kg/jam = 0,0412 lb/detik
- Densitas campuran (ρ_c) = 980,5 kg/m³ = 61,2106 lb/ft³
- Viskositas campuran (μ_c) = 0,538 cP = 0,00036 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetric campuran,

$$Q_C = \frac{F_c}{\rho_c} = \frac{0,0412 \text{ lb/detik}}{61,2106 \text{ lb/ft}^3} = 0,0006 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$\begin{aligned} D_e &= 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters dkk, 1990}) \\ &= 3,9 \cdot (0,0006 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (61,2106 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,236 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 0,125 in
- Diameter dalam (ID) : 0,269 in = 0,0224 ft
- Diameter luar (OD) : 0,405 in = 0,0337 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,00040 ft²

Kecepatan rata-rata fluida,

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A_i} \\ &= \frac{0,0006 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,00040 \text{ ft}^2} = 1,5 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Bilangan reynold,

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

$$= \frac{(61,2106 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \cdot (1,5 \frac{\text{ft}}{\text{detik}}) \cdot (0,0224 \text{ ft})}{0,00036 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}$$

$$= 5712,989 \text{ (Turbulen)}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,0224 \text{ ft}} = 0,0066$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 5712,989$ dan $\varepsilon/D = 0,0066$ diperoleh $f = 0,036$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App.C – 2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
- 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
- 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)

$$L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$$

- 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)

$$L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$$

$$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$

$$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$

$$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$

$$= \frac{(0,036) \cdot (1,5 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}) \cdot (0,0224 \text{ ft})}$$

$$= 5,887 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 40,781 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} (0^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(40,781 - 0)}{32,174} \right) + (0) + 5,887 + W_f = 0$$

$$W_f = 46,64 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$W_p = \frac{W_f \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{(46,64 \text{ ft.lbf/lb}_m) \cdot (0,0006 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}) \cdot (61,2106 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}}$$

$$= 0,0031 \text{ hp}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,0031}{0,75} = 0,0023 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

C.35 Tangki Buangan Rotary Dryer (T - 05)

Fungsi : Sebagai wadah penampungan kondensat buangan dari rotary dryer selama 30 hari.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan Konstruksi : Stainless Steel A – 283 – 54 grade C

Jumlah alat : 1 (satu) unit

Kondisi Operasi : 30°C ; 1 atm

Basis Perhitungan : 30 hari masa penyimpanan larutan Isopropil Alkohol

$$\text{Massa Kondensat} = 67,4222 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari}$$

$$= 48543,984 \text{ kg}$$

$$\text{Densitas Kondensat} = 786 \text{ kg/m}^3 \approx 49,0684 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Kondensat} = m/\rho = 61,76 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran tangki

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume tangki (V}_T) = (1 + 0,2) \times 61,76 \text{ m}^3 = 74,112 \text{ m}^3$$

Diameter dan tinggi silinder :

Direncanakan :

- Tinggi silinder = Diameter ($H_s : D$) = 5 : 4

- Tinggi head = Diameter ($H_h : D$) = 1 : 4

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_{sr} \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \left(\frac{5}{4} \times D\right)$$

$$= 0,91825 D^3$$

- Volume tutup (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times D^3 \quad (\text{Brownell and Young, 1958})$$

$$= 0,131 D^3$$

Dimana :

H_s : Tinggi silinder

D : Diameter tangki

V_T : $V_s + V_h$

$$74,112 \text{ m}^3 = 0,91825 D^3 + 0,131 D^3$$

$$74,112 \text{ m}^3 = 1,112 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{74,112 \text{ m}^3}{1,112}}$$

$$= 4,054 \text{ m}$$

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

$$= \frac{4,054 \text{ m}}{2} = 2,027 \text{ m} = 79,803 \text{ in}$$

Sehingga desain tangki :

- Diameter silinder (D) = 4,054 m = 13,3 ft
- Tinggi silinder (H_{sr}) = $\left(\frac{5}{4} \times 4,054 \text{ m}\right) = 5,067 \text{ m}$
- Tinggi tutup (h_h) = $\left(\frac{1}{4} \times 4,054 \text{ m}\right) = 1,013 \text{ m}$
- Tinggi total tangki (H_T) = $(5,067 \text{ m} + 1,013 \text{ m}) = 6,08 \text{ m}$

- Tinggi cairan (H_c) $= \left(\frac{V_c}{V_T} \times H_T \right) = \frac{61,76 \text{ m}^3}{74,112 \text{ m}^3} \times 6,08 \text{ m}$
 $= 5,067 \text{ m} = 16,624 \text{ ft}$

Tebal shell dan tutup tangki

$$\text{Tebal shell } (t) = \frac{PR}{SE - 0,6P} + (C \times N) \quad (\text{Tabel 9 McCetta and Cunningham, 1993})$$

- Allowable working stress (S) = 12650 psia
- Efisiensi sambungan (E) = 0,8
- Faktor korosi (C) = 0,13 – 0,5 mm/tahun,
yang digunakan = 0,01 in/tahun
- Umur alat (N) = 15 tahun
- Tekanan Operasi = 1 atm = 14,696 psia
- Tekanan hidrostatik (P_h) $= \frac{H_c - 1}{144} \times \rho$
 $= \left(\frac{16,624 \text{ ft} - 1}{144} \right) \times 49,0684 \text{ lb/ft}^3$
 $= 5,323 \text{ lb/ft}^3 = 0,036 \text{ psia}$
- Tekanan Operasi (P) = $P_o + P_h$
 $= 14,696 \text{ psia} + 0,036 \text{ psia}$
 $= 14,732 \text{ psia}$
- Tekanan desain (P_d) = $(1 + f_k) \times 14,732 \text{ psia}$
 $= (1 + 0,2) \times 14,732 \text{ psia}$
 $= 17,678 \text{ psia}$

Maka tebal shell :

$$t = \frac{(17,678 \text{ psia}) \cdot (79,803 \text{ in})}{((12650 \text{ psia}) \cdot (0,8)) - ((0,6) \cdot (17,678 \text{ psia}))} + (0,01 \text{ in/tahun} \times 15 \text{ tahun})$$

$$= 0,139 \text{ in}$$

Digunakan shell standar dengan tebal 0,5 in.

Tebal tutup dianggap sama dengan tebal shell karena terbuat dari bahan yang sama, yaitu setebal 0,5 in.

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

D.1 Pompa Air Sungai (J – 01)

Fungsi : Mengalirkan air sungai ke bak penampung air sungai (reservoir).

Tipe : Pompa Sentrifugal

Laju alir air (F_w) : 78.069,668 kg/jam = 47,809 lb/detik

Densitas (ρ_w) : 62,43 lb/ft³

Viskositas (μ_w) : 0,5494 cP = 0,000369 lb/ft.detik

Maka laju alir volumetric air,

$$Q_w = \frac{F_w}{\rho_w} \\ = \frac{47,809 \text{ lb/detik}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} = 0,765 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$D_e = 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters dkk, 1990}) \\ = 3,9 \cdot (0,765 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (62,43 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ = 5,917 \text{ in}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 6 in = 0,5 ft
- Diameter dalam (ID) : 6,065 in = 0,505 ft
- Diameter luar (OD) : 6,625 in = 0,552 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,2006 ft²

Kecepatan rata-rata fluida,

$$V = \frac{Q}{A_i} \\ = \frac{0,765 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,2006 \text{ ft}^2} = 3,813 \text{ ft/detik}$$

Bilangan reynold

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} \\ = \frac{(62,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \cdot (3,813 \frac{\text{ft}}{\text{detik}}) \cdot (0,505 \text{ ft})}{0,000369 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}$$

$$= 325.780,550 \text{ (Turbulen)}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,505 \text{ ft}} = 0,00029$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 325.780,550$ dan $\varepsilon/D = 0,00029$ diperoleh $f = 0,013$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App.C – 2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
- 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
- 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
- 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)

$$L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$$

$$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$

$$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$

$$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$

$$= \frac{(0,013) \cdot (3,813 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}) \cdot (0,505 \text{ ft})}$$

$$= 0,609 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 6,562 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} (0^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(6,562-0)}{32,174} \right) + (0) + 0,609 + W_f = 0$$

$$W_f = 7,166 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_f \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{\left(7,166 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m} \right) \cdot \left(0,765 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \right) \cdot \left(62,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}} \\ &= 0,62 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,62}{0,75} = 0,82 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

D.2 Bak Penampung Air Sungai (BP – 01)

Fungsi : Untuk menampung air yang dipompakan dari sungai.

Tipe : Bak persegi empat terbuat dari beton.

Laju air sungai : 78.069,668 kg/jam

Waktu tinggal : 2 jam

Jumlah air sungai : $\frac{78.069,668 \text{ kg/jam}}{1 \text{ jam}} \times 2 \text{ jam} = 156.139,336 \text{ kg}$

Densitas air sungai : 1.000 kg/m³

Volume air sungai : $\frac{156.139,336 \text{ kg}}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 156,139 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran : 20%

Volume bak : $(1+0,2) \times 156,139 \text{ m}^3 = 187,366 \text{ m}^3$

Tinggi bak : 2 m

Panjang bak : P (Perbandingan P dan L adalah 1:1)

Volume : $P \times L \times T$

$$187,366 \text{ m}^3 = L^2 \times 2$$

$$L = 9,67 \text{ m}$$

$$P = 9,67 \text{ m}$$

D.3 Clarifier (TT – 01)

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

Tipe : Tangki silinder vertical dengan tutup bawah konis.

Sudut konis : 45°

Jumlah tangki : 1 (satu) unit

$$\text{Laju air sungai } (F_w) = 78.069,668 \text{ kg/jam} = 47,809 \text{ lb/detik}$$

$$\text{Densitas } (\rho_w) = 1.000 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,5 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah air} = 78.069,668 \text{ kg}$$

Maka laju alir volumetrik air,

$$Q_w = \frac{F_w}{\rho_w} = \frac{47,809 \text{ lb/detik}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} = 0,765 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Dirancang tangki dengan faktor kelonggaran 80% dan dengan perbandingan tinggi (H) dan diameter (D) = 1,5

$$\text{Volume bahan} = \frac{78.069,668 \text{ kg}}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 78,069 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki} = (1+0,2) \times 78,069 \text{ m}^3 = 93,683 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume silinder} + \text{Volume konis} \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 H_s + \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{1}{3} H_k \right) \end{aligned}$$

Dimana :

$$\text{Tinggi silinder } (H_s) = 1,5 D$$

$$\text{Tinggi konis } (H_k) = \frac{\frac{1}{2}D}{\tan \alpha}; \text{ dengan } \alpha = 45^\circ$$

Maka,

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5 D) + \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{\frac{1}{2}D}{\tan 45^\circ} \right)$$

$$93,683 \text{ m}^3 = 1,0467 D^3$$

$$D = 4,473 \text{ m}$$

$$H_s = 1,5 \times 4,473 \text{ m} = 6,709 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi air dalam silinder} & : \frac{100-20}{100} \times 6,709 \text{ m} \\ & = 5,367 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas Penampang Silinder

$$\begin{aligned} A & = \frac{\pi}{4} D^2 \\ & = \frac{3,14}{4} \times (4,473 \text{ m})^2 \\ & = 15,706 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Tebal Silinder

$$T_s = \frac{P_d \cdot R_i}{E \cdot F - 0,6 P_d} + (C \times N)$$

Dimana :

P_d : Tekanan desain (N/m^2)

R_i : Jari-jari silinder = $0,5 D = 0,5 (4,473 \text{ m}) = 2,237 \text{ m}$

E : Efisiensi sambungan = 0,8

F : Stress yang diizinkan (N/m^2) = $80.668.692 \text{ N/m}^2$

C : Faktor korosi (0,003 m/tahun)

N : Umur alat (15 tahun)

P_d : $P_h + P_{op}$

P_h : $\rho \cdot H_{air} \cdot g$

$$= 1.000 \text{ kg/m}^3 \times 5,367 \text{ m} \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 52.596,6 \text{ N/m}^2$$

$$P_{op} = 101.325 \text{ N/m}^2$$

$$P_d = 52.596,6 \text{ N/m}^2 + 101.325 \text{ N/m}^2 = 153.921,6 \text{ N/m}^2$$

Maka,

$$\begin{aligned} T_s & = \frac{153.921,6 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times 2,237 \text{ m}}{(0,8) \cdot (80.668.692 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}) - (0,6) \cdot (153.921,6 \frac{\text{N}}{\text{m}^2})} + (0,045 \text{ m}) \\ & = 0,05 \text{ m} = 1,96 \text{ in} \approx 2 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal Dished Head

$$T_h = \frac{P_d \cdot R_o}{E \cdot F - 0,1 P_d} + (C \times N)$$

Dimana :

R_o = D_o

D_o = $D + 2T_s$

$$= 4,473 \text{ m} + (2 \times 0,05 \text{ m})$$

$$= 4,573 \text{ m}$$

Maka,

$$T_h = \frac{153.921,6 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times 4,573 \text{ m}}{(0,8) \cdot (80.668.692 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}) - (0,1) \cdot (153.921,6 \frac{\text{N}}{\text{m}^2})} + (0,045 \text{ m})$$

$$= 0,055 \text{ m} = 2,16 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

Tinggi Dished Head

Dari tabel Brownell and Young, diperoleh :

- Crown radius (r) = 90 in = 2,286 m
- Knuckle radius (icr) = 5,5 in = 0,1397 m
- Straight flange (Sf) = 2 in = 0,0508 m

Maka,

$$AB = \frac{1}{2} D - icr$$

$$= \frac{1}{2} (4,473 \text{ m}) - 0,1397 \text{ m}$$

$$= 2,096 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 2,286 \text{ m} - 0,1397 \text{ m}$$

$$= 2,1463 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(2,1463 \text{ m})^2 - (2,096 \text{ m})^2}$$

$$= 0,461 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$= 2,286 \text{ m} - 0,461 \text{ m}$$

$$= 1,825 \text{ m}$$

Dengan demikian tinggi dished head (OA) :

$$OA = T_h + b + Sf$$

$$= 0,055 \text{ m} + 1,825 \text{ m} + 0,0508 \text{ m}$$

$$= 1,93 \text{ m}$$

Tebal Konis

$$T_k = \left[\frac{P_d \cdot D_k}{2 \cdot E \cdot F - P_d} \times \frac{1}{\cos 45^\circ} \right] + (C \times N)$$

Dimana :

$$D_k = D - 2T_s$$

$$= 4,473 \text{ m} - 2(0,05 \text{ m})$$

$$= 4,373 \text{ m}$$

Maka,

$$T_k = \left[\frac{153.921,6 \frac{N}{m^2} \times 4,373 \text{ m}}{2 \cdot (0,8) \cdot \left(80.668.692 \frac{N}{m^2} \right) - \left(153.921,6 \frac{N}{m^2} \right)} \times 1,4142 \right] + (0,045 \text{ m})$$

$$= 0,059 \text{ m}$$

$$\sin \alpha = \left(\frac{\frac{1}{2} D_o}{L} \right)$$

$$\sin 45^\circ = \left(\frac{0,5 (4,573 \text{ m})}{L} \right)$$

$$L = 3,23 \text{ m}$$

Tinggi Konis

$$H_k = L \cdot \cos \alpha$$

$$= 3,23 \text{ m} \times \cos 45^\circ$$

$$= 2,28 \text{ m}$$

Tinggi Total Tangki

$$H_{\text{total}} = H_s + OA + H_k$$

$$= 6,709 \text{ m} + 1,93 \text{ m} + 2,28 \text{ m}$$

$$= 10,919 \text{ m}$$

Penentuan Pengaduk

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1993) diperoleh,

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 \times 14,67 \text{ ft} = 4,89 \text{ ft}$$

$$E/Da = 1 ; E = 4,89 \text{ ft}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = 1/4 \times 4,89 \text{ ft} = 1,2225 \text{ ft}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = 1/5 \times 4,89 \text{ ft} = 0,978 \text{ ft}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 \times 14,67 \text{ ft} = 1,2225 \text{ ft}$$

Dimana :

Dt : Diameter tangki

Da : Diameter impeller

E : Tinggi turbin dari dasar tangki

L : Panjang blade pada turbin

W : Lebar blade pada turbin

J : Lebar blade

Kecepatan pengadukan, N = 1 putaran/detik

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (N}_{Re}) &= \frac{\rho \cdot N \cdot (D_t)^2}{\mu} \\ &= \frac{62,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1 \text{putaran/detik} \times (14,67 \text{ ft})^2}{0,000369 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{detik}}} \\ &= 36.410.546,415 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 10000$, maka perhitungan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = \frac{K_T \cdot n^3 \cdot (D_a)^2 \cdot \rho}{gc}$$

$$K_T = 6,3$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{6,3 \times (1 \frac{\text{putaran}}{\text{detik}})^3 \times (4,89 \text{ ft})^2 \times (62,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{detik}^2}} \\ &= 292,312 \text{ ft} \cdot \text{lb/detik} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb/detik}} \end{aligned}$$

$$= 5,3 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak 80%

$$\text{Daya motor penggerak} \frac{5,3}{0,8} = 6,6 \text{ hp} \approx 7 \text{ hp}$$

Kebutuhan Koagulan

Digunakan koagulan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ sebanyak 10 mg/liter air (Walas, 2005).

$$\begin{aligned} \text{Jumlah koagulan yang ditambahkan} &= 10 \text{ mg/liter} \times 78.069,668 \text{ liter/jam} \\ &= 780.697 \text{ mg/jam} \end{aligned}$$

D.4 Sand Filter (TT – 02)

Fungsi : Untuk menyaring partikel yang belum terendapkan pada aliran overflow clarifier.

Tipe : Gravity sand filter

Jumlah tangki : 1 (satu) unit

Konstruksi : Stainless Steel

$$\text{Laju air sungai (F}_w) = 78.069,668 \text{ kg/jam} = 47,809 \text{ lb/detik}$$

$$\text{Densitas (}\rho_w) = 1.000 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

Maka laju alir volumetrik air,

$$\begin{aligned}
 Q_w &= \frac{F_w}{\rho_w} \\
 &= \frac{47,809 \text{ lb/detik}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,765 \text{ ft}^3/\text{detik} = 1,299 \text{ m}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

Digunakan kecepatan filtrasi (Q_f) = $0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{menit}$

Maka luas penampang tangki sand filter (A) :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_w}{Q_f} \\
 &= \frac{1,299 \text{ m}^3/\text{menit}}{0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{menit}} \\
 &= 2,598 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Dipilih tangki sand filter berbentuk persegi empat dengan tinggi lapisan pasir halus, pasir kasar dan kerikil masing-masing sebesar 0,3 m.

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang sisi tangki (S)} &= \sqrt{A} \\
 &= \sqrt{2,598 \text{ m}^2} \\
 &= 1,61 \text{ m}
 \end{aligned}$$

D.5 Bak Air Bersih (BP – 02)

Fungsi : Untuk menampung air bersih yang keluar dari sand filter.

Tipe : Bak persegi empat terbuat dari beton.

Laju air bersih : 78.069,668 kg/jam

Waktu tinggal : 2 jam

Jumlah air bersih : $\frac{78.069,668 \text{ kg/jam}}{1 \text{ jam}} \times 2 \text{ jam} = 156.139,336 \text{ kg}$

Densitas air bersih : 1.000 kg/m^3

Volume air sungai : $\frac{156.139,336 \text{ kg}}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 156,139 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran : 20%

Volume bak : $(1+0,2) \times 156,139 \text{ m}^3 = 187,366 \text{ m}^3$

Tinggi bak : 2 m

Panjang bak : P (Perbandingan P dan L adalah 1:1)

Volume : $P \times L \times T$

$$187,366 \text{ m}^3 = L^2 \times 2$$

$$L = 9,67 \text{ m}$$

$$P = 9,67 \text{ m}$$

D.6 Ion Exchanger (KE -01 dan AE – 01)

Terdiri dari 2 buah tangki yaitu tangki kation exchanger dan tangki anion exchanger. Air yang masuk ke ion exchanger adalah air make-up umpan boiler.

a. Kation Exchanger (KE – 01)

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

Laju air (F_w) : 82.034,517 kg/jam

Densitas (ρ_w) : 1.000 kg/m³

Faktor keamanan desain 20%

Rate volumetrik air masuk (Q) :

$$Q = \frac{1,20 \times 82.034,517 \text{ kg/jam}}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 98,43 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diperkirakan kandungan air masuk yang akan dihilangkan kationnya sebagai berikut :

$$\text{Mg}^{+2}, \text{Ca}^{+2} = 0,7995 \text{ mek/liter}$$

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

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

$$\text{Total} = 0,8553 \text{ mek/liter}$$

Kation exchanger beroperasi 160 jam/minggu dengan 8 jam regenerasi perminggu. Total kation yang dihilangkan :

$$\begin{aligned} &= 0,8553 \text{ mek/liter} \times 1 \text{ grek/1.000 mek} \times 98,43 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &\quad \times 1.000 \text{ liter/m}^3 \times 160 \text{ jam} \\ &= 13.469,949 \text{ grek} \end{aligned}$$

Resin yang digunakan jenis greensand (Fe silikat) dengan spesifikasi : (Perry edisi 6 tabel 16-4 dan tabel 19-7 hal.19-41)

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

Tinggi bed minimum : 24 in

Regenerasi resin : HCl gr/liter resin

$$\text{Volume resin (V)} = \frac{\text{kation yang diserap}}{\text{kapasitas penyerapan}}$$

$$= \frac{13.469,949 \text{ grek}}{0,5 \text{ grek/liter}}$$

$$= 26.939,898 \text{ liter} = 26,939 \text{ m}^3$$

Dirancang tinggi bed (h) = D

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

$$= \left[\frac{4 \times 26,939}{3,14} \right]^{1/3}$$

$$= 3,24 \text{ m}$$

Digunakan diameter bed (D) = 3,24 m

Tinggi bed (h) = D = 3,24 m

Tinggi tangki total (H) = 2 × tinggi bed

$$= 2 \times 3,24 \text{ m}$$

$$= 6,48 \text{ m}$$

Kebutuhan HCl untuk regenerasi resin :

Diambil regenerasi = 110% gr HCl/liter resin

HCl yang dibutuhkan = 1,1 gr HCl/liter × volume resin

$$= 1,1 \text{ gr HCl/liter} \times 26.939,898 \text{ liter}$$

$$= 29.633,889 \text{ gr}$$

Untuk regenerasi digunakan larutan HCl 37% dengan densitas 1,180 gr/cm³.

$$\text{Kebutuhan HCl 37\%} = \frac{29.633,889 \text{ gr}}{1,180 \text{ gr/cm}^3}$$

$$= 25.113,46 \text{ cm}^3 = 25,11346 \text{ liter}$$

Jadi untuk setiap 8 jam regenerasi/minggu dibutuhkan larutan HCl 37% sebanyak 25,11346 liter.

b. Anion Exchanger (AE – 01)

Fungsi : Untuk mengikat anion dalam air dengan menggunakan resin basa.

Laju air (F_w) : 82.034,517 kg/jam

Densitas (ρ_w) : 1.000 kg/m³

Faktor keamanan desain 20%

Rate volumetrik air masuk (Q) :

$$Q = \frac{1,20 \times 82.034,517 \text{ kg/jam}}{1.000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 98,43 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diperkirakan kandungan air masuk yang akan dihilangkan anionnya :

$$\text{SO}_4^{-2} : 200 \text{ mg/liter} = 0,4167 \text{ mgrek/liter}$$

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

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

$$\text{Total} = 0,827 \text{ mgrek/liter}$$

Anion exchanger beroperasi 160 jam/minggu dengan 8 jam regenerasi/minggu. Total anion yang dihilangkan :

$$\begin{aligned} &= 0,827 \text{ mgrek/liter} \times 98,43 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ grek}/1.000 \text{ mgrek} \times \\ &\quad 1.000 \text{ liter}/\text{m}^3 \times 160 \text{ jam} \\ &= 13.024,258 \text{ grek} \end{aligned}$$

Resin yang digunakan jenis acrylicbased dengan spesifikasi :

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

Kapasitas penyerapan : 0,35 – 0,70 grek/liter (diambil 0,5 grek/liter)

Tinggi bed minimum : 30 in

Regenerasi resin : 70 – 140 gr NaOH/liter resin

$$\begin{aligned} \text{Volume resin (V)} &= \frac{\text{kation yang diserap}}{\text{kapasitas penyerapan}} \\ &= \frac{13.024,258 \text{ grek}}{0,5 \text{ grek/liter}} \\ &= 26.048,516 \text{ liter} = 26,048 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang tinggi bed (h) = D

$$\begin{aligned} \text{Diameter bed (D)} &= \left[\frac{4V}{\pi} \right]^{1/3} \\ &= \left[\frac{4 \times 26,048}{3,14} \right]^{1/3} \\ &= 3,21 \text{ m} \end{aligned}$$

Digunakan diameter bed (D) = 3,21 m

Tinggi bed (h) = D = 3,21 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total (H)} &= 2 \times \text{tinggi bed} \\ &= 2 \times 3,21 \text{ m} \\ &= 6,42 \text{ m} \end{aligned}$$

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi resin :

Diambil regenerasi = 70 gr NaOH/liter resin

NaOH yang dibutuhkan = 70 gr/liter \times volume resin

$$= 70 \text{ gr/liter} \times 26.048,516 \text{ liter}$$

$$= 1.823.396,12 \text{ gr} = 1823,396 \text{ kg}$$

Jadi untuk setiap 8 jam regenerasi/minggu dibutuhkan NaOH 1823,396 kg.

D.7 Tangki Air Umpan Boiler (TT – 03)

Fungsi : Untuk menampung air yang keluar dari anion exchanger dan kondensat steam yang diresirkulasi untuk kebutuhan air umpan boiler.

Tipe : Tangki persegi dengan konstruksi Stainless steel.

Laju air bersih = 42.431,647 kg/jam

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah air bersih = $\frac{42.431,647 \text{ kg/jam}}{1 \text{ jam}} \times 2 \text{ jam} = 84.863,294 \text{ kg}$

Densitas air bersih = 1.000 kg/m³

Volume air bersih = $\frac{84.863,294 \text{ kg}}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 84,863 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume bak = $(1+0,2) \times 84,863 \text{ m}^3 = 101,836 \text{ m}^3$

Tinggi bak = 2 m

Panjang bak = P (Perbandingan P dan L adalah 1:1)

Volume = P × L × T

101,836 m³ = L² × 2

L = 7,13 m

P = 7,13 m

D.8 Bak Air Pendingin (BP – 03)

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

Tipe : Tangki persegi dengan konstruksi beton.

Laju air bersih : 107.912,6769 kg/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah air bersih : $\frac{107.912,6769 \text{ kg}}{1 \text{ jam}} \times 1 \text{ jam} = 107.912,6769 \text{ kg}$

Densitas : 1.000 kg/m³

Volume air bersih : $\frac{107.912,6769 \text{ kg}}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 107,912 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran : 20%
 Volume bak : $(1+0,2) \times 107,912 \text{ m}^3 = 129,494 \text{ m}^3$
 Tinggi bak : 2 m
 Panjang bak : P (Perbandingan P dan L adalah 1:1)
 Volume : $P \times L \times T$

$$129,494 \text{ m}^3 = L^2 \times 2$$

$$L = 8,05 \text{ m}$$

$$P = 8,05 \text{ m}$$

D.9 Pompa Air Pendingin (J – 05)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak penampungan air proses ke unit.

Tipe : Pompa Sentrifugal

Laju alir air (F_w) : $107.912,6769 \text{ kg/jam} = 66,085 \text{ lb/detik}$

Densitas (ρ_w) : $62,43 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas (μ_w) : $0,5494 \text{ cP} = 0,000369 \text{ lb/ft.detik}$

Maka laju alir volumetric air,

$$Q_w = \frac{F_w}{\rho_w} = \frac{66,085 \text{ lb/detik}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} = 1,058 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$D_e = 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters dkk, 1990})$$

$$= 3,9 \cdot (1,058 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (62,43 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 6,85 \text{ in}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 10 in = 0,583 ft
- Diameter dalam (ID) : 10,02 in = 0,585 ft
- Diameter luar (OD) : 10,75 in = 0,6458 ft
- Luas penampang (A_i) : $0,5475 \text{ ft}^2$

Kecepatan rata-rata fluida,

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

$$= \frac{1,058 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,5475 \text{ ft}^2} = 1,932 \text{ ft/detik}$$

Bilangan reynold,

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

$$= \frac{(62,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \cdot (1,932 \frac{\text{ft}}{\text{detik}}) \cdot (0,585 \text{ ft})}{0,000369 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}$$

$$= 191.218,522 \text{ (Turbulen)}$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,585 \text{ ft}} = 0,0002564$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 191.218,522$ dan $\varepsilon/D = 0,000256$ diperoleh $f = 0,015$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App.C – 2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
 - 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
 - 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)
 $L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- $$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$
- $$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$
- $$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$

$$= \frac{(0,015) \cdot (1,932 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}) \cdot (0,585 \text{ ft})}$$

$$= 0,156 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 6,562 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} (0^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(6,562 - 0)}{32,174} \right) + (0) + 0,156 + W_f = 0$$

$$W_f = 6,713 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_f \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{(6,713 \text{ ft.lbf/lb}_m) \cdot (1,058 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}) \cdot (62,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}} \\ &= 0,806 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,806}{0,75} = 1,007 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

D.10 Bak Air Domestik (BP – 04)

Fungsi : Untuk menampung air untuk keperluan domestik.

Tipe : Tangki persegi dengan konstruksi beton.

Laju air bersih : 960 kg/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah air bersih : $\frac{960 \text{ kg}}{1 \text{ jam}} \times 1 \text{ jam} = 960 \text{ kg}$

Densitas : 1.000 kg/m^3

Volume air bersih : $\frac{960 \text{ kg}}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 0,96 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran : 20%

Volume bak : $(1+0,2) \times 142,1896 \text{ m}^3 = 1,152 \text{ m}^3$

Tinggi bak : 2 m
 Panjang bak : P (Perbandingan P dan L adalah 1:1)
 Volume : $P \times L \times T$
 $1,152 \text{ m}^3 = L^2 \times 2$
 $L = 1,66 \text{ m}$
 $P = 1,66 \text{ m}$

D.11 Bak Penampung Air Proses (BP – 05)

Fungsi : Untuk menampung air bersih yang keluar dari tangki penukar ion.
 Tipe : Tangki persegi dengan konstruksi beton.
 Laju air bersih : 39.602,87 kg/jam
 Waktu tinggal : 1 jam
 Jumlah air bersih : $\frac{39.602,87 \text{ kg}}{1 \text{ jam}} \times 1 \text{ jam} = 39.602,87 \text{ kg}$
 Densitas : 1.000 kg/m^3
 Volume air bersih : $\frac{39.602,87 \text{ kg}}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 39,603 \text{ m}^3$
 Faktor kelonggaran : 20%
 Volume bak : $(1+0,2) \times 39,603 \text{ m}^3 = 47,524 \text{ m}^3$
 Tinggi bak : 2 m
 Panjang bak : P (Perbandingan P dan L adalah 1:1)
 Volume : $P \times L \times T$
 $47,524 \text{ m}^3 = L^2 \times 2$
 $L = 4,87 \text{ m}$
 $P = 4,87 \text{ m}$

D.12 Cooling Tower (CT – 01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin sebelum disirkulasi.
 Tipe : *Induced draft cooling tower*
 Laju air (F_w) : 107.912,6769 kg/jam
 Densitas (ρ_w) : 1.000 kg/m^3
 Laju volumetrik air (Q) = $\frac{F_w}{\rho_w}$
 = $\frac{107.912,6769 \text{ kg/jam}}{1.000 \text{ kg/m}^3}$
 = $107,912 \text{ m}^3/\text{jam} = 475,127 \text{ gpm}$

Suhu air masuk CT – 01 = 45°C = 113°F
 Suhu air keluar CT – 01 = 30°C = 86°F
 Suhu wet bulb = 70°F
 Suhu approach = 86°F - 70°F = 16°F
 Suhu range = 113°F - 86°F = 27°F

Konsentrasi air 4 gpm/ft² (Perrys edisi 5 hal. 12-15)

Maka di dapat luas permukaan teoritis tower (A) :

$$A = \frac{475,127 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2} = 118,782 \text{ ft}^2$$

Power teoritis fan (untuk 100% standar performance) 0,04 Hp/ft² luas tower.

$$\begin{aligned} \text{Power fan (P)} &= 0,04 \text{ hp/ft}^2 \times 118,782 \text{ ft}^2 \\ &= 4,75 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Power motor (BHP)} &= \frac{P}{\text{efisiensi motor}} \\ &= \frac{4,75 \text{ hp}}{0,87} \\ &= 5,9 \text{ hp} \end{aligned}$$

Digunakan power motor standar sebesar 6 hp.

D.13 Tangki Pelarutan Aluminium Sulfat (TT – 04)

Fungsi : Tempat untuk melarutkan aluminium sulfat.

Jenis : Silinder tegak dengan tutup dan alas datar dengan pengaduk.

Jumlah : 1 (satu) unit

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Kondisi Operasi : 25°C ; 1 atm

Jumlah air yang diolah = 78.069,668 kg/jam

Jumlah alum = 2,342 kg/jam

Lama penampungan = 7 hari

Jumlah alum yang dilarutkan = 2,342 kg/jam × 24 jam/hari × 7 hari
 = 393,456 kg

Jenis dan Sifat Bahan

Bahan yang digunakan adalah Al₂(SO₄)₃ dengan kadar 30% berat, dengan sifat-sifat sebagai berikut :

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.194,5 \text{ kg/m}^3 = 74,57 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 1 \text{ cp} = 2,42 \text{ lb/ft.jam}$$

Ukuran Tangki

$$\text{Volume alum} = \frac{393,456 \text{ kg}}{1.194,5 \text{ kg/m}^3} = 0,33 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran 20%

$$\text{Volume tangki} = (1,2) \times 0,33 \text{ m}^3 = 0,396 \text{ m}^3$$

D.14 Pompa Larutan Alum (J – 02)

Fungsi : Untuk memompa larutan aluminium sulfat ke clarifier.

Tipe : Pompa Sentrifugal

Laju alir air (F_w) : 2,342 kg/jam = 0,0014 lb/detik

Densitas (ρ_w) : 1.194,5 kg/m³ = 74,75 lb/ft³

Viskositas (μ_w) : 1 cp = 2,42 lb/ft.jam

Maka laju alir volumetric air,

$$\begin{aligned} Q_w &= \frac{F_w}{\rho_w} \\ &= \frac{0,0014 \text{ lb/detik}}{74,75 \text{ lb/ft}^3} = 0,00001 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Perencanaan Pompa

Diameter pipa ekonomis (D_e)

$$\begin{aligned} D_e &= 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Peters dkk, 1990)} \\ &= 3,9 \cdot (0,00001 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (74,75 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,3 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App.5, Perry, 1997 dipilih :

- Jenis pipa : Carbon steel, sch.40
- Diameter nominal : 0,5 in = 0,417 ft
- Diameter dalam (ID) : 0,622 in = 0,518 ft
- Diameter luar (OD) : 0,840 in = 0,07 ft
- Luas penampang (A_i) : 0,00211 ft²

Kecepatan rata-rata fluida,

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A_i} \\ &= \frac{0,00001 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,00211 \text{ ft}^2} = 0,0047 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Bilangan reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu}$$
$$= \frac{(74,75 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \cdot (0,0047 \frac{\text{ft}}{\text{detik}}) \cdot (0,518 \text{ ft})}{2,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}$$
$$= 0,075$$

$$\varepsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,518 \text{ ft}} = 0,000289$$

Dari App. C-3, Foust, 1980, untuk nilai $N_{Re} = 0,075$ dan $\varepsilon/D = 0,000289$ diperoleh $f = 0,0015$.

Penentuan panjang total pipa (ΣL)

Kelengkapan pipa (App.C – 2a, Foust, 1980) :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 50 ft
 - 1 unit gate valve fully open ($L/D = 13$)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,336 \text{ ft} = 4,368 \text{ ft}$
 - 2 unit elbow standar 90°C ($L/D = 30$)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 30$)
 $L_4 = 1 \times 30 \times 0,336 \text{ ft} = 10,08 \text{ ft}$
 - 1 unit sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 60$)
 $L_5 = 1 \times 60 \times 0,336 \text{ ft} = 20,16 \text{ ft}$
- $$\Sigma = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$
- $$= 50 \text{ ft} + 4,368 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft} + 10,08 \text{ ft} + 20,16 \text{ ft}$$
- $$= 104,768 \text{ ft}$$

Penentuan friksi (ΣF)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot V^2 \cdot \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. 2.10-6 Geankoplis, 1983})$$
$$= \frac{(0,015) \cdot (1,932 \text{ ft/detik})^2 \cdot (104,768 \text{ ft})}{2 \cdot (32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}) \cdot (0,585 \text{ ft})}$$
$$= 0,156 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Kerja yang diperlukan (W_f)

$$\frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (V_2^2 - V_1^2) + \left(\frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c} \right) + (P_2 - P_1) + \Sigma F + W_f = 0$$

Jika :

$$Z_1 : 0$$

$$Z_2 : 6,562 \text{ ft}$$

$$V_1 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$V_2 : 0 \text{ ft/detik}$$

$$P_2 - P_1 = 0$$

$$g : 9,8 \text{ m/detik}^2 = 32,152 \text{ ft/detik}^2$$

$$g_c : 32,174 \text{ lb.ft/lb.detik}^2$$

$$\alpha : 1$$

Maka,

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} (0^2 - 0^2) + \left(\frac{32,152(6,562 - 0)}{32,174} \right) + (0) + 0,156 + W_f = 0$$

$$W_f = 6,713 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya Pompa (W_p)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_f \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{(6,713 \text{ ft.lbf/lb}_m) \cdot (1,058 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}) \cdot (62,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{(550 \text{ ft.lbf/s})/1 \text{ hp}} \\ &= 0,806 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa 75%

(Pers. 2.7-30 Geankoplis, 1983)

$$\text{Daya aktual motor} = \frac{0,806}{0,75} = 1,007 \text{ hp}$$

Digunakan pompa yang berdaya 1 hp.

D.15 Tangki Pelarutan Natrium Karbonat

Fungsi : Tempat melarutkan natrium karbonat (soda abu)

Jenis : Silinder tegak dengan tutup dan alas datar dengan pengaduk

Jumlah : 1 (satu) unit

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Kondisi Operasi : 25°C ; 1 atm

Jumlah air yang diolah = 78.069,668 kg/jam

Jumlah alum = 0,042 kg/jam

Lama penampungan = 7 hari

Jumlah alum yang dilarutkan = 0,042 kg/jam \times 24 jam/hari \times 7 hari
= 7,056 kg

Jenis dan Sifat Bahan

Bahan yang digunakan adalah Na_2CO_3 dengan kadar 30% berat, dengan sifat-sifat sebagai berikut :

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.327 \text{ kg/m}^3 = 82,84 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,159 \text{ cp} = 0,384 \text{ lb/ft.jam}$$

Ukuran Tangki

$$\text{Volume soda abu} = \frac{7,056 \text{ kg}}{1.327 \text{ kg/m}^3} = 0,005 \text{ m}^3$$

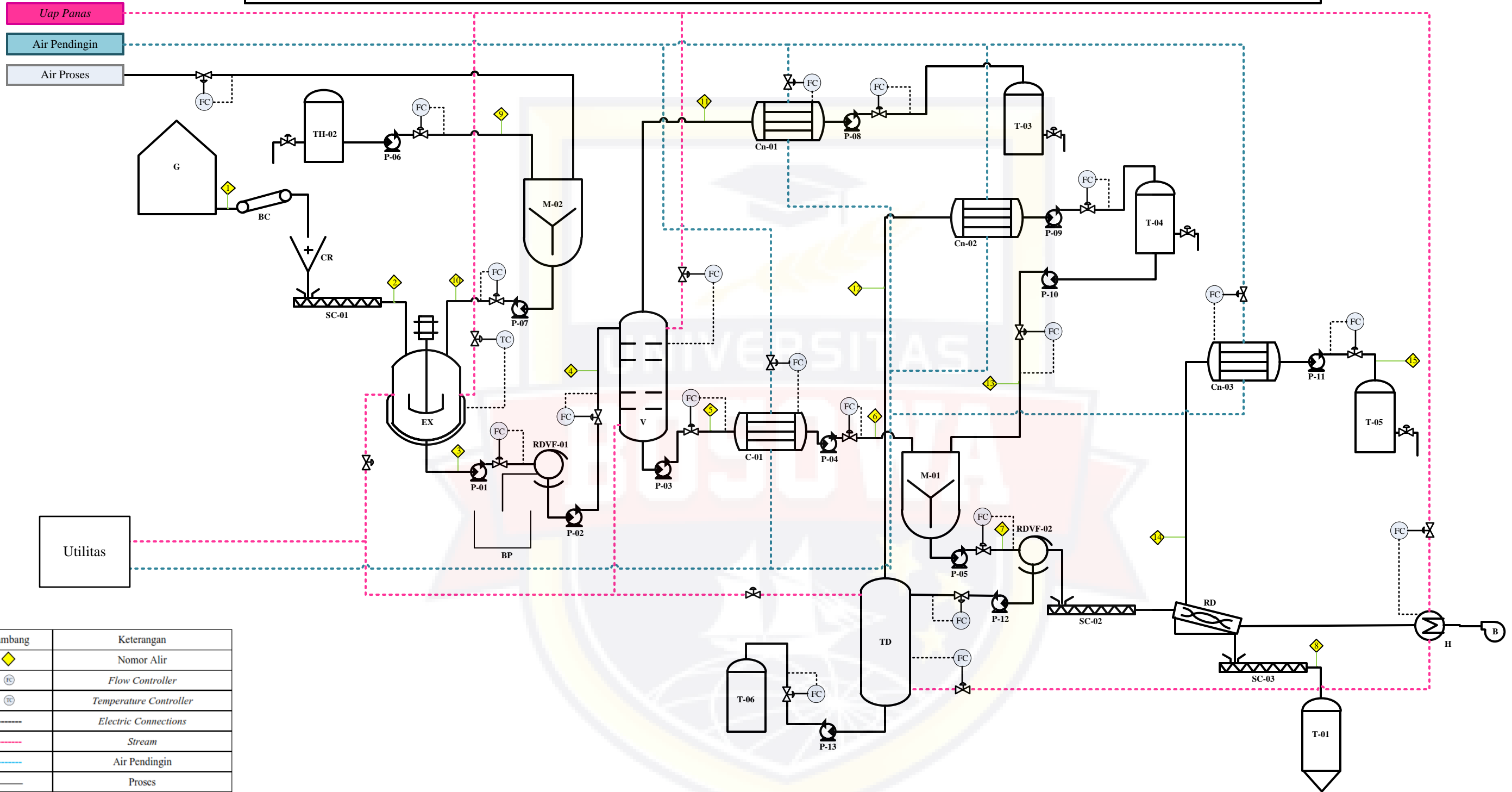
Faktor kelonggaran 20%

$$\text{Volume tangki} = (1,2) \times 0,005 \text{ m}^3 = 0,006 \text{ m}^3$$

UNIVERSITAS

BOSOWA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD) PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PEKTIN DARI KULIT BUAH KAKAO KAPASITAS 6000 TON/TAHUN



Lambang	Keterangan
◆	Nomor Alir
FC	Flow Controller
TC	Temperature Controller
----	Electric Connections
----	Stream
----	Air Pendingin
----	Proses

Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)														
	Alir 1	Alir 2	Alir 3	Alir 4	Alir 5	Alir 6	Alir 7	Alir 8	Alir 9	Alir 10	Alir 11	Alir 12	Alir 13	Alir 14	Alir 15
Pektin*	966,6829	966,6829	193,3365	-	-	-	15,1838	-	-	-	-	-	-	-	-
Pektin Terekstraksi	-	-	773,3463	759,1905	-	-	744,0067	744,0067	-	-	-	-	-	-	-
Endapat pektin	-	-	-	-	759,1905	759,1905	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Air	381,4849	381,4849	38251,49	37551,32	18912,35	18912,35	18912,35	15,1838	-	37870,01	18638,96	1858,71	-	61,283	61,283
Cake Kulit Kakao	6281,53	6281,53	6281,53	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Isopropil Alkohol	-	-	-	-	-	-	1518,38	-	-	-	-	1481,99	1518,38	6,1391	6,1391
HCl	-	-	278,484	273,3865	-	-	-	-	278,484	278,484	273,3865	-	-	-	-
Total	7629,69	7629,69	45778,19	38583,89	19671,54	21189,92	21189,92	759,1905	278,484	38148,49	18912,35	1858,71	1518,38	67,4222	67,4222

Kode	Nama Alat	Kode	Nama Alat
BC	Belt Conveyor	RD	Rotary Dryer
BP	Bak Penampung	RVDF	Rotary Drum Vacuum Filter
C	Cooler	SC	Screw Conveyor
Cn	Condensor	CR	Crusher
Ex	Tanki Ekstraksi	TD	Tanki Destilasi
G	Gudang Bahan Baku	T	Tanki
P	Pompa	V	Vaporizer
B	Blower	TH	Tanki HCL
M	Mixer	H	Heater



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

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PEKTIN
DARI KULIT BUAH KAKAO KAPASITAS 6000
TON/TAHUN**

Dikerjakan oleh :
ALDI RINALDI

Dosen Pembimbing :
1. Dr. Hamsina, S.T., M.Si.
2. Hermawati, S.Si., M.Eng.