

**PRA RANCANGAN PABRIK KALSIUM LAKTAT  
DARI UBI KAYU KAPASITAS 7.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

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



**A.Nadrah Umar**

**OLEH:**

**(4518044043)**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNIK**

**UNIVERSITAS BOSOWA**

**MAKASSAR**

**TAHUN 2022**

HALAMAN PERSETUJUAN  
UJIAN TUTUP  
PRA RANCANGAN PABRIK KALSIMUM LAKTAT  
DARI UBI KAYU KAPASITAS 7.000 TON/TAHUN

Disusun oleh :

A.Nadrah Umar (4518044043)

UNIVERSITAS

BOSOWA

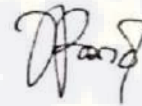
Telah Disetujui Oleh :

Dosen Pembimbing I



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

Dosen Pembimbing II 15/8/2022



Hermawati, S.Si., M.Eng  
NIDN. 0924077101

**HALAMAN PENGESAHAN**  
**PRA RANCANGAN PABRIK KALSIMUM LAKTAT**  
**DARI UBI KAYU KAPASITAS 7.000 TON/TAHUN**  
**2022**

Disusun oleh :

A.Nadrah Umar (4518044043)

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

Dosen Pembimbing I

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

Dosen Pembimbing II

Hermawati, S.Si., M.Eng  
NIDN. 0924077101

Dosen Penguji I

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

Dosen Penguji II

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

Makassar, 19 Agustus 2022  
Ketua Program Studi Teknik Kimia

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

SURAT PERNYATAAN  
KEASLIAN DAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR

Yang bertandatangan dibawah ini:

Nama : A. Nadrah Umar  
NomorIndukMahasiswa : 4518044043  
Program Studi : Teknik Kimia  
JudulTugasAkhir : Pra Rancangan Pabrik Kalsium Laktat dari Ubi Kayu Kapasitas 7.000 Ton/Tahun

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa:

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

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

Makassar, 19 Agustus 2022

Pembuat Pernyataan



A. Nadrah Umar

4518044043

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, suatu kenikmatan tersendiri dengan terwujudnya tugas Prarancangan Pabrik Kimia ini yang merupakan salah satu syarat untuk penyelesaian studi S-1 dan untuk meraih gelar Sarjana Teknik di jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik, Universitas Bosowa.

Tugas akhir yang dikerjakan berjudul Pra Rancangan Pabrik Kalsium Laktat dari Ubi Kayu Kapasitas 7.000 Ton/Tahun.

Pada Kata Pengantar ini penulis mengucapkan terimakasih kepada :

1. Kedua orang tua tercinta yang telah memberikan bantuan moril dan materil setra do'a tulus,
2. Bapak Dr. A. Zulfikar Syaiful, M.T selaku ketua program studi teknik kimia, sekaligus Dosen Pembimbing I dan Ibu Hermawati, S.Si., M.Eng selaku Dosen Pembimbing II yang memberikan arahan, bimbingan, serta motivasi selama menyusun prarancangan pabrik ini,
3. Seluruh staf dosen karyawan di Program Studi Teknik Kimia Universitas Bosowa Makassar yang telah memberikan dan membagi ilmunya membantu dalam pengurusan administrasi sehingga prarancangan pabrik berjalan dengan baik,
4. Seluruh teman – teman angkatan 2018 Teknik Kimia Non Reguler yang telah memberikan semangat dalam pengerjaan Hasil Pra Rancangan Pabrik ini.

Secara khusus penulis menyampaikan rasa haru dan terima kasih yang tidak terhingga kepada yang mulia kedua orang tua dan saudara-saudari penulis yang telah memberikan pengertian, dukungan dan do'a sehingga penyusunan tugas prarancangan pabrik kimia dan penyelesaian studi Sarjana dapat berjalan sukses. Semoga jerih payah penulis menjadi amal jariyah dan bermanfaat bagi kemaslahatan ummat. *Wallahu Waliyut Taufiq Walhidayah.*

Makassar, Juli 2022

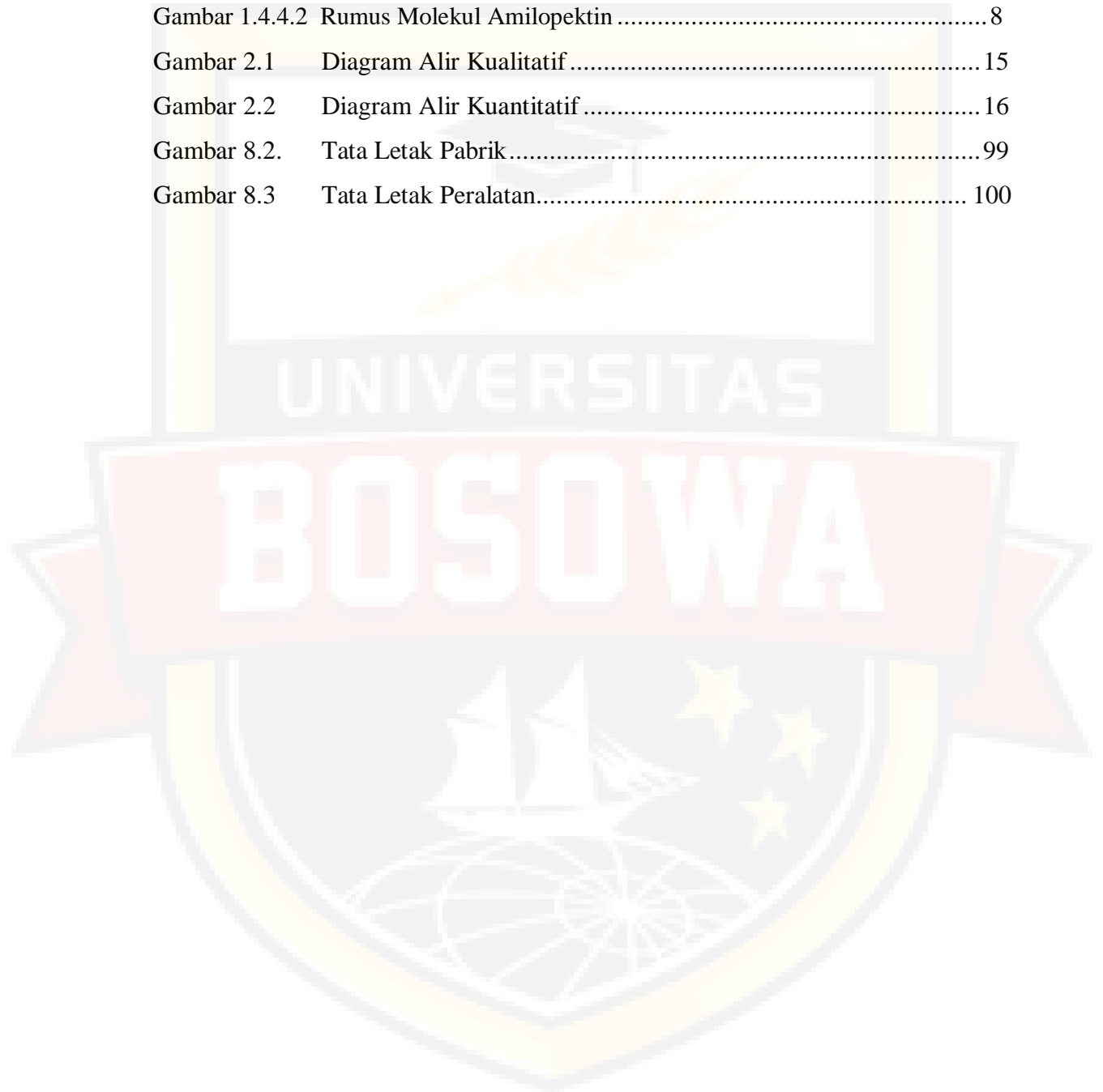
A. Nadrah Umar

## DAFTAR ISI

JUDUL	
HALAMAN PERSETUJUAN .....	i
HALAMAN PENGESAHAN .....	ii
SURAT PERNYATAAN.....	iii
KATA PENGANTAR .....	iv
DAFTAR ISI .....	v
DAFTAR GAMBAR .....	vi
DAFTAR TABEL .....	vii
ABSTRAK .....	ix
BAB I. PENDAHULUAN .....	1
BAB II. URAIAN PROSES .....	12
BAB III. SPESIFIKASI BAHAN.....	17
BAB IV. NERACA MASSA .....	21
BAB V. NERACA PANAS .....	35
BAB VI. SPESIFIKASI ALAT.....	46
BAB VII. UTILITAS.....	70
BAB VIII. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	93
BAB IX. ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN .....	102
BAB X. ANALISIS EKONOMI .....	106
BAB XI. KESIMPULAN.....	139
\DAFTAR PUSTAKA .....	140
LAMPIRAN A. PERHITUNGAN NERACA MASSA .....	142
LAMPIRAN B. PERHITUNGAN NERACA PANAS .....	164
LAMPIRAN C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN .....	200
LAMPIRAN D. PERHITUNGAN UTILITAS .....	309

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.4.3	Struktur Glukosa.....	7
Gambar 1.4.4.1	Rumus Molekul Amilosa .....	8
Gambar 1.4.4.2	Rumus Molekul Amilopektin .....	8
Gambar 2.1	Diagram Alir Kualitatif .....	15
Gambar 2.2	Diagram Alir Kuantitatif .....	16
Gambar 8.2.	Tata Letak Pabrik.....	99
Gambar 8.3	Tata Letak Peralatan.....	100



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.2 Perkembangan Impor Kalsium Laktat di Indonesia .....	3
Tabel 1.4 Komposisi kimia ubi kayu segar per 100 gram. ....	6
Tabel 1.4.4 Komposisi Tapioka Menurut Brautlecht .....	8
Tabel 4.1 Neraca Massa Reaktor Hidrolisa .....	22
Tabel 4.2 Neraca Massa Sentrifuge-01 (SF-01) .....	23
Tabel 4.3 Neraca Massa Netralizer (R-02) .....	24
Tabel 4.4 Neraca Massa Membran Reverse Osmosis (MRO) .....	25
Tabel 4.5 Neraca Massa Evaporator .....	26
Tabel 4.6 Neraca massa Mixer (M-01).....	27
Tabel 4.7 Neraca Massa Fermentor (F01) .....	28
Tabel 4.8 Neraca massa Dekanter (D-01).....	29
Tabel 4.9 Neraca massa Niagara Filter Press-01 (FP-01).....	30
Tabel 4.10 Neraca massa Evaporator (E-02) .....	31
Tabel 4.11 Neraca massa Rotary Filter (RC-01) .....	32
Tabel 4.12 Neraca Massa Total-1 .....	33
Tabel 4.13 Neraca massa Total -2.....	34
Tabel 4.14 Neraca massa total -3.....	34
Tabel 5.1 Neraca Panas Reaktor Hidrolisa .....	35
Tabel 5.2 Neraca Panas Cooler .....	36
Tabel 5.3 Neraca Massa Netralizer (R-02) .....	37
Tabel 5.4 Neraca Panas Evaporator .....	38
Tabel 5.5 Neraca Panas Cooler (C-02).....	39
Tabel 5.6 Neraca Panas Fermentor (F-01) .....	40
Tabel 5.7 Neraca Panas Sterilisasi (ST-01) .....	41
Tabel 5.8 Neraca Panas Cooler-03.....	42
Tabel 5.9 Neraca Panas Dekanter .....	43
Tabel 5.10 Neraca Panas Evaporator (E-02).....	44
Tabel 5.11 Neraca Panas Cooler (C-04).....	45
Tabel 7.1 Pemakaian Air untuk Berbagai Kebutuhan.....	73
Tabel 7.2 Kebutuhan Uap Sebagai Media Pemanas Pada Berbagai Alat.....	78



Tabel 9.1. Karyawan Non-Shift.....	103
Tabel 9.2. Pembagian Kerja Menurut Shift .....	104
Tabel 9.3. Upah Karyawan .....	104
Tabel 10.1 Harga Alat Proses.....	108
Tabel 10.2 Harga Peralatan Utilitas .....	111
Tabel 10.3 Total Harga Peralatan Utilitas .....	111
Tabel 10.4 Direct Cost alat proses .....	116
Tabel 10.5 Direct Cost Alat Utilitas.....	119
Tabel 10.6 Direct Cost Bangunan.....	120
Tabel 10.7 Direct Cost Pabrik .....	121
Tabel 10.8 Engineering & Construction.....	121
Tabel 10.9 Fixed Capital Investment .....	122
Tabel 10.10 Operating Labour .....	124
Tabel 10.11 Total Biaya Operating Labour .....	127
Tabel 10.12 Total Indirect Manufacturing Cost .....	128
Tabel 10.13 Total Fixed Manufacturing Cost.....	129
Tabel 10.14 Total DMC, IMC dan FMC .....	129
Tabel 10.15 Total Biaya Working capital.....	131
Tabel 10.16 Total Biaya General Expense .....	133

## ABSTRAK

Semakin tingginya kebutuhan masyarakat akan kalsium laktat tidak diimbangi oleh kemampuan produksi pada pabrik kalsium laktat yang ada. Karena itulah dilakukan impor kalsium laktat dengan harga yang terkadang lebih murah dibandingkan produk lokal. Untuk menanggulangi kebutuhan akan kalsium laktat tersebut, mulai diusahakan untuk memproduksi kalsium laktat yang aman bagi kesehatan. Bahan baku untuk membuat kalsium laktat adalah pati (polisakarida), yang terkandung dalam hasil tanaman berkarbohidrat, seperti singkong, jagung, sukun, dan sebagainya. Pabrik kalsium laktat dari tepung ubikayu ini direncanakan untuk beroperasi dengan kapasitas 7.000 ton/tahun, untuk memenuhi kebutuhan domestik sekaligus mengurangi impor.

Pabrik kalsium laktat ini direncanakan menggunakan proses hidrolisa, karena prosesnya lebih mudah dan sederhana, dapat menghasilkan produk yang dapat bersaing di pasar industri, dan hasil samping berupa pati yang tidak diolah tapi langsung dibuang menjadi limbah yang tidak berbahaya. Adapun tahapan proses pembuatan kalsium laktat ini yaitu pada tahap awal dilakukan penghancuran ubi kayu dengan mesin penghancur dan menghasilkan serbuk pati yang masih mengandung banyak air. Selanjutnya tahap pembuatan, yaitu kalsium laktat dibuat dengan cara hidrolisa pati dari ubi kayu dengan menggunakan asam klorida 80 % dalam reaktor berpengaduk dengan temperature operasi 30<sup>0</sup>C pada tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadidalam reaktor bersifat eksotermis dan panas yang timbul diserapoleh air pendingin, dimana air pendingin masuk pada temperature 10<sup>0</sup>C dan keluar pada temperature 30<sup>0</sup>C. Setelah itu dilakukan proses pencampuran didalam mixer dan hasilnya dialirkan kefermentor untuk menghasilkan asam laktat kemudian direaksikan dengan kalsium karbonat untuk menghasilkan kalsium laktat dengan bantuan bakteri yang telah dibiakan di culture tank. Semuazat yang telah difermentasi kemudian disterilkan untuk membunuh bakteri yang tidak diinginkan. Setelah disterilkan, maka produk dialirkan ke decanter untuk memekatkan produk dan dialirkan kembali ke cooler untuk menghilangkan dungan air. Produk yang telah terpisah dari air dialirkan kembali ke rotary cooler. Setelah menjadi serbuk, produk kalsium laktat siap dipacking dan disimpan ke gudang produksi.

Pabrik direncanakan berproduksi selama 330 hari setahun 24 jam sehari dengan jumlah tenaga kerja 160 orang. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi, didapatkan Return of Investment (ROI) sebesar 12,00 %, Pay Out Time (POT) sebesar 4,5 tahun dan Break Even Point (BEP) sebesar 48,70%. Dengan hasil tersebut dinilai bahwa pra rencana pabrik Kalsium Laktat ini layak untuk didirikan.

# I. PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Dizaman yang semakin berkembang dan modern ini, Indonesia sedang berfokus pada pembangunan nasional dibidang perekonomian yang menitik beratkan pada keterkaitan industri dan pertanian dengan bidang lainnya untuk meningkatkan taraf hidup bangsa. (Susanto Eri, 2008)

Pembangunan industri ditujukan untuk membantu memperkuat struktur ekonomi nasional dengan keterkaitan yang kuat dan saling mendukung antar sektor, memperluas lapangan kerja dan kesempatan usaha sekaligus mendorong berkembangnya kegiatan diberbagai sektor pembangunan lain dengan meningkatkan kemandirian perekonomian nasional, meningkatkan kemampuan bersaing dengan pangsa pasar dalam dan luar negeri serta tetap memelihara fungsi lingkungan hidup. Disamping itu, perlu suatu media kemitraan bagi masyarakat untuk menjamin terciptanya harga pasar agar meningkatkan pendapatan masyarakat (Suherman, 2012)

Sampai saat ini kebutuhan industri dalam negeri masih harus diimpor dari luar negeri. Salah satu jenis produksi industri yang dibutuhkan dalam jumlah kebutuhannya yang terus meningkat adalah kalsium laktat yang hingga saat ini masih harus diimpor dari luar negeri (Susanto Eri, 2008).

Kalsium laktat adalah senyawa yang dibutuhkan dalam industri di Indonesia, seperti pada bidang makanan, minuman dan bidang kesehatan. Dalam bidang kesehatan, kalsium laktat digunakan untuk penderita gangguan osteoporosis, rakitis, kalenjer paratiroid dan penyakit otot tertentu. Kalsium laktat juga digunakan dalam industri sebagai salah satu kandungan pada susu, baik itu wanita hamil, menyusui maupun memasuki menopause.

Bahan utama dalam proses pembuatan kalsium laktat yang aman bagi kesehatan adalah dari ubi kayu. Berdasarkan data FAO, Indonesia merupakan negara penghasil ubi kayu (*cassava*) terbesar kelima di dunia setelah Nigeria, Brazil, Thailand dan Kongo (FAOSTAT, 2006).

Oleh sebab itu, pemanfaatan *cassava* atau ubi kayu sebagai bahan baku pembuatan kalsium laktat perlu dikembangkan. Dengan adanya pendirian pabrik kalsium laktat diharapkan akan menimbulkan dampak yang positif bagi

pertumbuhan perindustrian kimia dan makanan, khususnya industri kimia Indonesia.

Tujuan dan manfaat perancangan pabrik kalsium laktat ini adalah untuk memenuhi kebutuhan masyarakat akan kalsium laktat sebagai bahan pengawet dan bahan tambahan untuk industri farmasi. Dengan adanya pabrik kalsium laktat di Indonesia diharapkan dapat memanfaatkan ubi kayu secara maksimal sehingga memiliki nilai tambah. Disamping itu pabrik ini diharapkan mampu menyerap tenaga kerja yang jumlahnya terus bertambah dan merangsang munculnya industri-industri lanjutan di Indonesia.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik Kalsium Laktat adalah kapasitas pabrik. Pabrik Kalsium Laktat dengan bahan baku ubi kayu ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2027, dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan impor.

Dengan analogi dari persamaan untuk menghitung bunga, maka perkiraan Volume kebutuhan impor kalsium laktat (dalam ton) pada tahun 2027 dapat dihitung. Berikut persamaan yang digunakan :

$$F = F_0 (1 + i)^n \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

Dimana :

F = Perkiraan Kebutuhan kalsium laktat pada tahun 2027

F<sub>0</sub> = Kebutuhan Kalsium Laktat pada tahun 2020

i = Perkembangan rata – rata

n = selisih waktu

Tabel 1.2 Perkembangan Impor Kalsium Laktat di Indonesia

Tahun	Berat Bersih (Kg)	Perkembangan
2015	6.087335,00	0
2016	7.031.377,00	0,1551
2017	6.605.907,00	-0,0605
2018	7.658.028,33	0,1593
2019	8.290.784,00	0,0826
2020	8.308.802,00	0,0022
Perkembangan rata-rata (i)		0,0564

(Sumber : Badan Pusat Statistik)

Perhitungan menggunakan persamaan

$$F = F_0 (1 + i)^n$$

maka besarnya impor pada tahun 2027 adalah :

$$\begin{aligned} \text{Masa tahun 2027} &= \text{Masa Tahun berakhir } (1 + i)^n \\ &= 8.308.802 \times (1 + 0,0564)^5 \\ &= 8.308.802 \times (0,0564)^5 \\ &= 10.931.515,44 \text{ kg} \\ &= 10.931 \text{ ton} \\ &= 10.931 \times 0,6 \\ &= 6.558,6 \text{ ton} \end{aligned}$$

Dengan melihat kebutuhan industri impor kalsium laktat di Indonesia, kapasitas pabrik = 6.558,6 ton/tahun dibulatkan menjadi **7.000 ton/tahun**, untuk memenuhi kebutuhan kalsium laktat di Indonesia serta mengurangi jumlah impor kalsium laktat di Indonesia, yang dimana pabrik akan beroperasi selama 24 jam sehari, 330 hari per tahun.

### 1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaran usaha. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku dan penunjang, sarana dan prasarana, dampak sosial, dan studi lingkungan.

Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik Kalsium Laktat adalah Di Provinsi Sulawesi Selatan, Kabupaten Maros, Kecamatan Moncong Loe, Jl. Poros Pamenjengan. Pertimbangan alasan pemilihan lokasi ini antara lain :

1. Lokasi dekat dengan sumber bahan baku

Bahan Baku merupakan salah satu faktor terpenting dalam pemilihan lokasi pabrik. Penggunaan bahan baku dalam jumlah yang besar didukung dengan dekatnya sumber bahan baku dengan lokasi pabrik dapat memperkecil biaya transportasi atau pengangkutan. Bahan baku ubi kayu dapat diperoleh dari kecamatan Moncong Loe.

2. Penyediaan listrik

Penyediaan kebutuhan listrik direncanakan akan disuplai secara eksternal dari PLN Sulsel.

3. Persediaan air

Kebutuhan air di Pabrik Kalsium Laktat disuplai dari air sungai yang terlebih dahulu diproses di Unit Pengolahan Air agar layak pakai. Air sungai tersebut digunakan sebagai air proses, air pendingin, dan air sanitasi.

4. Tenaga kerja

Tersedianya tenaga kerja menurut kualifikasi tertentu merupakan faktor penting pada penetapan lokasi pabrik, biasanya tenaga kerja ahli dari daerah setempat cukup tersedia. Bila didatangkan dari tempat lain dibutuhkan biaya transportasi atau penyediaan fasilitas sebagai penarik juga seperti kota Makassar dan Kabupaten Gowa. Sedangkan tenaga kerja kasar, operator serta tenaga kerja menengah dapat dipenuhi dari tenaga kerja yang bermukim di sekitar lokasi pabrik yang direncanakan. Pabrik kalsium laktat ini membutuhkan tenaga kerja yang cukup banyak. Tenaga kerja dapat direkrut dari penduduk sekitar yang memiliki etos kerja yang tinggi.

5. Fasilitas transportasi

Maros, Moncong Loe merupakan wilayah yang strategis karena terletak di wilayah antara Makassar, Maros dan Gowa Lokasi pabrik direncanakan pula dekat dengan jalan raya. Hal ini memudahkan dalam proses distribusi bahan baku maupun produk.

## 1.4 Tinjauan Pustaka

### 1.4.1 Ubi Kayu

Ubi kayu (*Manihot utilissima Pohl*) atau (*Manihot esculenta Crant*) berasal dari Amerika Selatan (Brazilia). Masuk ke Indonesia pada abad ke –17 melalui pedagang Portugis. Dalam dunia perdagangan ubi kayu dikenal dengan Cassava (Inggris), Yuka (Spanyol) dan mandiaca (Portugal). Sekarang ini Indonesia menjadi salah satu penghasil ubi kayu terbesar kedua di dunia. Pembudidayaan ubi kayu tidak sukar dan dapat tumbuh di tanah-tanah yang kurang subur dengan hasil yang cukup memuaskan. Ubi kayu juga boleh ditanam secara serentak pada lahan kering awal musim hujan (Kurniawan, 2010).

Adapun sistematika dari tanaman ubi kayu adalah sebagai berikut:

Divisio : *Spermatophyta*

Sub division : *Angiospermae*

Kelas : *Dicotiledoneae*

Ordo : *Euphorbiales*

Familia : *Euphorbiaceae*

Genus : *Manihot utilissima Pohl* atau *Manihot esculenta Crant*

Nama Daerah : Kentila (Aceh), Godong hau (Batak), Gawi farasi (Nias), Singkong, Sampean (Sunda)

### 1.4.2 Komposisi Zat Dikandung

Kandungan karbohidrat dari ubi kayu adalah tertinggi dibandingkan dengan jenis umbi-umbian lainnya. Umbi-umbian merupakan sumber karbohidrat yang mempunyai potensi untuk dikembangkan sebagai bahan pangan pengganti beras/bahan baku industri pangan maupun industri non pangan. Tanaman umbi-umbian umumnya ditanam dilahan kering sebagai tanaman sela. Khususnya ubi kayu dan ubi jalar telah di budidayakan dalam skala luas. dan hal ini dapat dilihat pada table 1.4 Komposisi ubi kayu dipengaruhi oleh varietas, umur panen, lingkungan agronomi dan tempat tumbuh (Kurniawan, 2010).

Tabel 1.4 Komposisi kimia ubi kayu segar per 100 gram.

Bahan	Symbol	Ubi Kayu Putih	Ubi Kayu Kuning
Kalori	Cal	146,00	157,00
Protein	Gr	1,20	0,80
Lemak	Gr	0,30	0,30
Karbohidrat	Gr	34,70	37,90
Kalsium	Mg	33,00	33,00
Phosphor	Mg	40,00	40,00
Besi	Mg	0,70	0,70
Vitamin A	SI	0,00	385,00
Vitamin B1	Mg	0,06	0,06
Vitamin C	Mg	30,00	30,00
Air	Gr	75,00	75,00
Bagian yang dapat dimakan	%	75,00	75,00

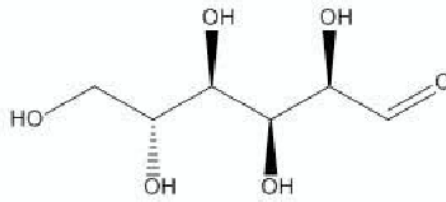
Sumber : Direktorat Gizi Dep.Kes R.I

### 1.4.3 Glukosa

Monosakarida yang terpenting dan mengandung enam atom karbon, dikenal dengan nama glukosa ( $C_6H_{12}O_6$ ) dan dektrosa ( $C_6H_{10}O_6$ ) yang disebut juga gula darah atau gula anggur. Glukosa merupakan salah satu aldoheksosa yang berisomer, yang merupakan unsure penting dalam alam, maupun karena peranannya yang penting dalam proses biologis. Glukosa adalah gula yang merupakan hasil ubahan semua karbohidrat dalam tubuh sebelum proses-proses oksidasi. Glukosa dijumpai dalam semua buah-buahan masak, dan terutama melimpah dalam anggur. Banyak karbohidrat lain misalnya : Maltosa, Sukrosa, dan pati menghasilkan glukosa bila dihidrolisa. (Fitria, 2014)

Reaksi kimia dan analisa menyatakan bahwa molekul glukosa mengandung lima gugus hidroksil dan sebuah gugus aldehida yang direkatkan pada rantai enam karbon. Maka glukosa dapat dipaparkan oleh rumus bangun berikut ini (Fessenden, 1999).





Gambar 1.4.3 Struktur Glukosa

Terdapat empat atom karbon kiral yang tidak sama\ dalam sebuah molekul glukosa, maka akan terdapat 24 atau 16 isomer optis yang mungkin, artinya glukosa biasa adalah salah satu dari enam belas aldoheksosa, semuanya mempunyai rumus bangun yang sama. Keenam belas gugus itu diisolasi dan diidentifikasi. Sifat-sifat glukosa :

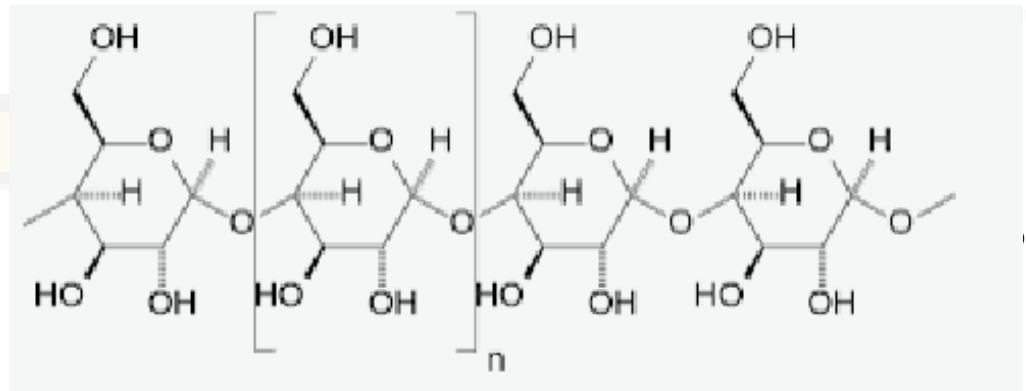
- a. Optis aktif
  - b. Memutar bidang polarisasi
  - c. Tidak berbau, berbentuk kristal putih, rasanya manis
  - d. Titik lebur (m.p) = 146°C
  - e. Titik beku = 141,80°C
  - f. Berat molekul = 180,16 gr/mol
  - g. Kapasitas panas = 0,29 kkal/kg°C
  - h. Spesifik gravity (25°C) = 1,544
- (Perry, 1997)

#### 1.4.4 Pati

Pati adalah homopolimer dari monosakarida yang merupakan sumber utama energi yang menyusun sebagian besar makanan. Berbagai jenis hasil pertanian digunakan sebagai sumber pati seperti ubi kayu, jagung, sagu, ubi jalar dan jenis umbi-umbian lainnya (Goutara dan Wijandi, 1975).

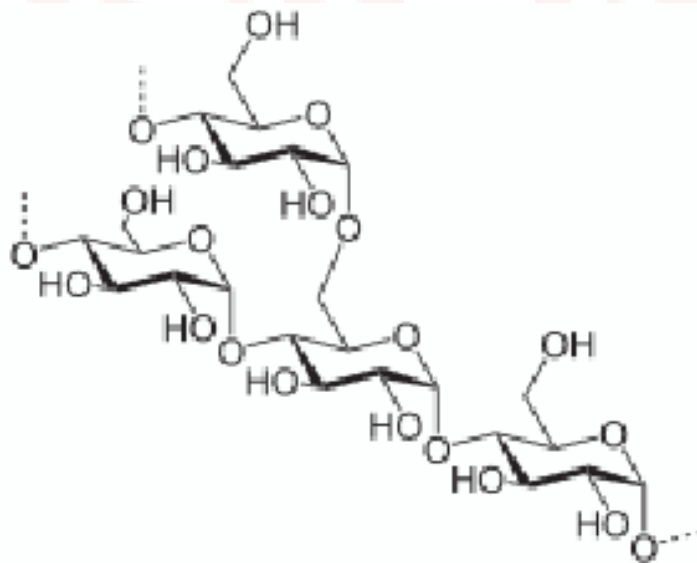
Pati tersusun dari unsure karbon, hydrogen dan oksigen dengan rumus kimia  $(C_6H_{10}O_5)_n$ . Struktur pati terdiri dari dua komponen yaitu amilosa 10 – 20 % dan amilopektin 80 – 90 %. Amilosa merupakan komponen pati yang tidak larut dalam air dingin tetapi larut dalam air panas (60 – 80°C), mempunyai berat molekul rata-rata 10.000 – 60.000

yang terdiri dari rantai satuan glukosa yang dihubungkan pada kedudukan atom karbon 1,4 oleh  $\alpha$  – glukosida.



Gambar 1.4.4.1 Rumus Molekul Amilosa

Amilopektin adalah bagian pati yang tidak larut, mempunyai berat molekul rata-rata 60.000 – 1.000.000 yang terdiri dari rantai satuan glukosa yang dihubungkan pada kedudukan atom karbon dari rantai cabang 1,6 oleh ikatan  $\alpha$  - glukosida (Holleman dan Aten, 1956; Mertz, 1960).



Gambar 1.4.4.2 Rumus Molekul Amilopektin

#### Komposisi Kimia Pati

Menurut Kurniawan (2010), komposisi kimia pati ubi kayu yang sudah diselidiki bersama Eynen – Lane dapat dilihat dalam table 3 berikut :

Tabel 1.4.4. Komposisi Tapioka Menurut Brautlecht

Komponen	Hasil Analisis	
	Eynen – lane	Barutlecht
Air	9,00 – 18,00	11,30
Protein	0,30 – 1,00	0,50
Lemak	1,10 – 0,40	0,10
Abu	0,10 – 0,80	0,90
Pati	81,00 – 89,00	88,01

Sumber : Kurniawan (2010)

Pada garis besarnya, proses pembuatan pati (tapioca) terdiri dari beberapa tahap (Kurniawan , 2010) :

- a. Umbi ubi kayu dibuang kulit luarnya lalu dibersihkan
- b. Pamarutan umbi, untuk memecahkan dinding sel agar butir pati di dalamnya dapat terlepas. Dalam pamarutan ini tidak semua sel-sel itu pecah oleh karena itu hasil parutan diremas kuat
- c. Peremasan dan penyaringan dengan penambahan air, kemudian pengendapan pati 24 jam di bak (panci). Pati yang mengendap di cuci beberapa kali dengan air sampai cairan menjadi jernih
- d. Pengeringan dapat dilakukan di sinar matahari atau di alat pengering, untuk mencegah perkembangan mikroba
- e. Menggiling pati yang masih kasar dan pengayakan

Pengeringan tepung tapioka kadar air yang terbaik berada diantara 10 – 14 %. Tetapi pada umumnya untuk pengeringan tepung tapioka ditetapkan sampai kadar air 14,55 – 17,5 %. Kadar air yang tinggi akan memudahkan tumbuhnya jamur dan berbau sehingga tepung menjadi rusak dan mutunya menurun.\ (Kurniawan, 2011)

Pati dapat dimodifikasi melalui cara hidrolisis, oksidasi, *cronslinking* dan substitusi. Produk-produk modifikasi tersebut diantaranya *thin boiling starch*, pati teroksidasi, *pregelatinized starch* dan glukosa.

#### 1.4.5 Kalsium Karbonat (CaCO<sub>3</sub>)

Kalsium karbonat adalah suatu senyawa kimia dengan rumus CaCO<sub>3</sub>. Kalsium karbonat merupakan suatu unsur yang umum dapat ditemui dalam semua bagian didunia , yang mana sumber utamanya

berasal dari kulit kerang dan organisme laut lainnya dan cangkang telur. Kalsium karbonat dipakai dalam bahan ramuan kapur untuk kesuburan tanah pertanian yang mengandung mineral . Pada obat – obatan biasanya digunakan sebagai anti defisiensi zat kapur dan sebagai antasida. Kalsium karbonat jika bereaksi dapat terurai menjadi karbonat lainnya seperti:

1. Jika bereaksi dengan asam kuat akan menghasilkan karbondioksida  
$$\text{CaCO}_3 + 2\text{HCl s} \longrightarrow \text{CaCl}_2 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$$
2. Senyawa ini melepas karbondioksida pada pemanasan melebihi 840°C dan membentuk kalsium oksida atau dengan nama lain *quicklime*.  
$$\text{CaCO}_3 \text{ s} \longrightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$$
3. Kalsium karbonat akan bereaksi dengan air dan jenuh dengan karbondioksida untuk membentuk larutan kalsium bikarbonat.  
$$\text{CaCO}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O s} \longrightarrow \text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$$

#### 1.4.6 Asam Laktat

Asam laktat juga disebut dengan asam susu atau cuka susu atau menurut IUPAC adalah cuka 2- hydroxypropanoic dan berperan dalam beberapa proses – proses biokimia. Asam laktat ditemui pertama kali pada tahun 1780 oleh satu Ahli kimia bangsa swedia,yaitu Carl Wilhelm, Scheele, dan merupakan salah satu asam karbon dengan satu rumusan kimia dari C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub>. Asam laktat mempunyai kelompok hidroksit sampai gugus karboksil, pembuatan asam laktat cuka hidroksi alfa (Lawibowo,2014)

Asam laktat/asam susu bersifat kiral dan mempunyai dua isomer optis. Salah satu dikenal sebagai cuka L-(+)-lactic atau (cuka S)-lactic. Cuka L-(+)-Lactic adalah isometri secara biologi.

#### 1.4.7 Kalsium Laktat

Kalsium laktat berupa kristal-kristal putih yang dapat dihasilkan dari reaksi hasil fermentasi asam laktat terhadap kalsium karbonat .



Umumnya kalsium laktat di temukan pada keju yang sudah lama terbentuk. Dalam industri farmasi kalsium laktat banyak dijumpai sebagai

antasida serta untuk melawan defisiensi kalsium. Kalsium laktat dapat diserap dalam berbagai kondisi pH dan tidak memerlukan tambahan zat nutrisi lain untuk daya serapnya (Lawibowo, 2014)

Kalsium laktat ditambahkan pada makanan mengandung gula tinggi dengan maksud mencegah pembusukan gigi. Apabila ditambahkan pada permen karet yang mengandung xylitol maka dapat menambah remineralisasi dari enamel gigi. Dalam bidang pangan, kalsium laktat ditambahkan pada potongan buah segar seperti melon untuk mengawetkan tekstur dan kesegarannya tanpa menimbulkan citarasa pahit yang dihasilkan oleh kalsium klorida yang terkandung pada bahan tersebut.



## II. URAIAN PROSES

Pabrik Kalsium laktat ini direncanakan menggunakan proses hidrolisa, dengan bahan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Prosesnya lebih mudah dan sederhana
- b. Dapat menghasilkan produk yang dapat bersaing di pasar industri
- c. Hasil samping berupa pati yang tidak diolah tapi langsung dibuang menjadi limbah

### 2.1 Tahap awal

#### 2.1.1 Persiapan Bahan Baku Penghancuran ubi kayu

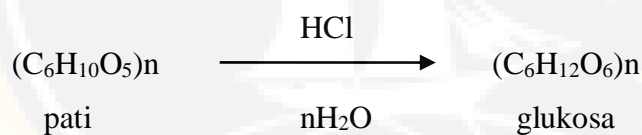
Ubi kayu yang telah dikupas dimasukkan ke dalam gudang bahan baku. Oleh karena bentuknya berupa padatan maka perlu dihancurkan terlebih dahulu. Ubi kayu dihancurkan dengan mesin penghancur dan menghasilkan serbuk pati yang masih mengandung banyak air.

### 2.2 Tahap Pembuatan

#### 2.2.1 Proses hidrolisa

Serbuk pati ubi kayu banyak mengandung air (62,5%) yang diumpukan ke dalam reactor hidrolisa. Karbohidrat yang dikandung serbuk pati ubi kayu berupa polihidrat (pati). Pati dapat dihidrolisa dalam suasana asam menghasilkan glukosa (Slamet sudarmadji, 1989).

Reaksi :



Pada unit ini ditambahkan HCl sebagai katalisator dengan perbandingan 4 : 1 dengan bahan baku (4 liter HCl/1 kg ubi kayu). Proses dapat berlangsung cepat jika dipanaskan hingga 80°C. Pada proses ini konversi reaksi sebesar 85% (Ponten Naibaho, 1983).

Sebelum masuk ke proses selanjutnya, produk yang dihasilkan didinginkan terlebih dahulu untuk keamanan proses selanjutnya, dengan menggunakan cooler (35°C, 1 atm).

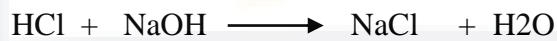
### 2.2.2 Proses Pemisahan

Pada proses ini, glukosa akan dipisahkan dari pati ubi kayu yang tidak terhidrolisa. Fasa yang tidak terhidrolisa berupa lemak, protein, dan abu berbentuk padatan dipisahkan dengan sentrifugal, alat ini bekerja secara kontinu dengan efisiensi 90%. Padatan akan mengendap dan dialirkan ke bak penampungan dan selanjutnya dibuang, sedangkan glukosa dialirkan ke reaktor netralisasi.

### 2.2.3 Penetralan

Bertujuan untuk menetralkan kandungan HCl dalam glukosa dengan penambahan NaOH 1 N.

Reaksi yang terjadi :



HCl merupakan asam kuat dan NaOH juga merupakan basa kuat sehingga bereaksi menghasilkan garam, dengan konversi 99% dan selanjutnya larutan glukosa (0,0028  $\mu\text{m}$ ) dipisahkan dari NaCl (0,00076  $\mu\text{m}$ ). Pemisahan dilakukan dengan menggunakan membran reverse osmosis, pemisahan ini berdasarkan perbedaan ukuran molekul dengan efisiensi 97%. Larutan NaCl yang telah terpisah dialirkan ke bak penampungan.

### 2.2.4 Evaporasi

Larutan glukosa yang telah terpisah akan diuapkan untuk menghilangkan air yang terkandung di dalamnya *secara single effect evaporation* pada suhu 106°C dan tekanan 1 atm, dengan efisiensi 80%. Uap yang berasal dari steam dikeluarkan sebagai kondensat, sedangkan air dan sisa HCl yang berasal dari reaktor netralisasi yang terkandung dalam glukosa keluar sebagai uap dari evaporator. Glukosa yang keluar dari evaporator selanjutnya dialirkan mixer.

### 2.2.5 Pencampuran

Di dalam mixer ditambahkan bahan pendukung seperti  $\text{CaCO}_3$ , serbuk susu dan  $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ . Setelah dilakukan pencampuran, hasilnya dialirkan ke fermentor.

### 2.2.6 Fermentasi

Didalam fermentor dilakukan fermentasi untuk menghasilkan asam laktat kemudian direaksikan dengan kalsium karbonat untuk menghasilkan kalsium laktat dengan bantuan bakteri yang telah dibiakan di *culture tank*.

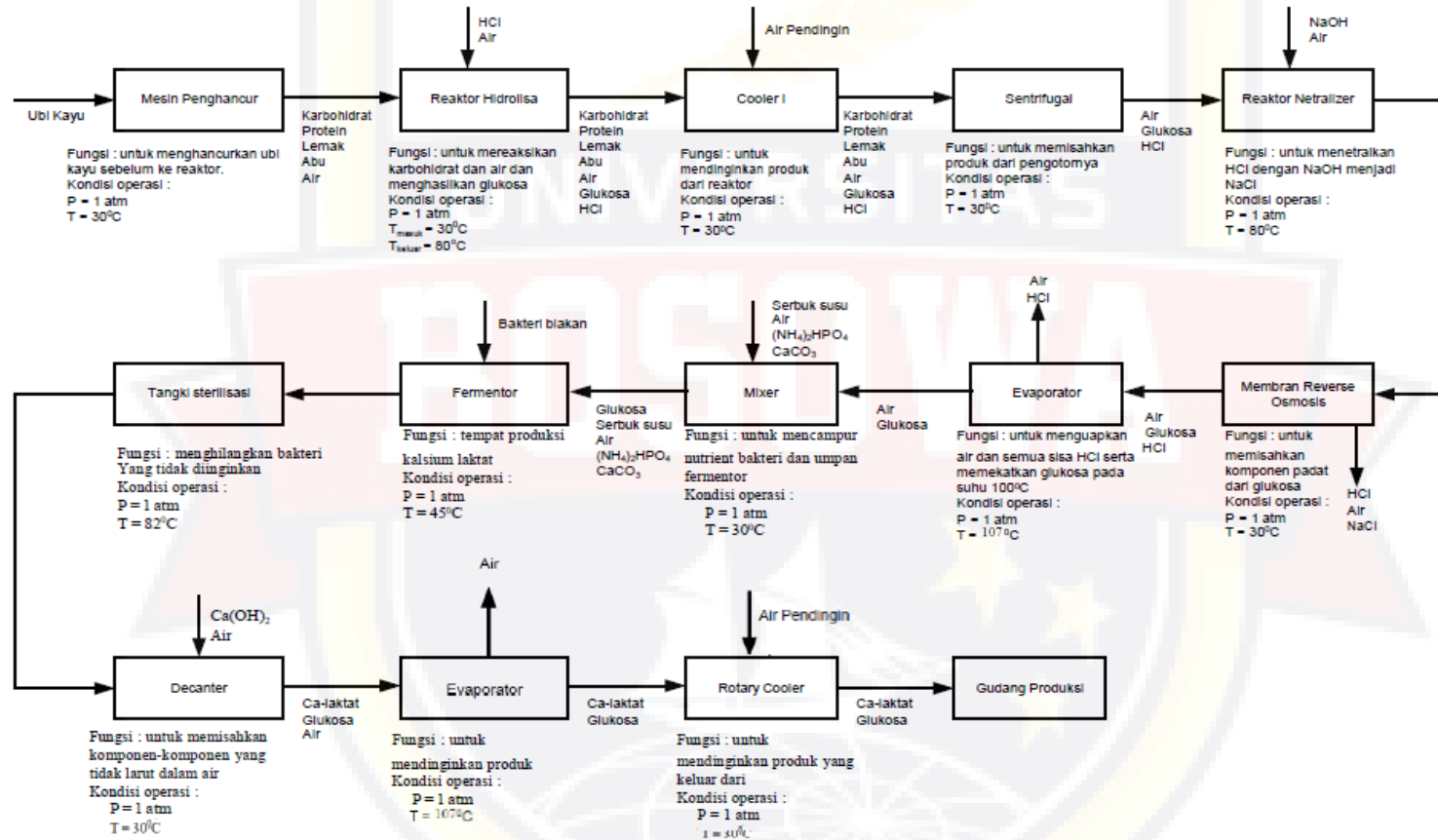
### 2.2.7 Sterilisasi

Didalam tangki steril, semua zat yang telah difermentasi kemudian disterilkan untuk membunuh bakteri yang tidak diinginkan. Setelah disterilkan, maka produk dialirkan ke decanter untuk memekatkan produk dan dialirkan kembali ke evaporator untuk menghilangkan kandungan air. Produk yang telah terpisah dari air dialirkan kembali ke rotary cooler. Setelah menjadi serbuk, produk kalsium laktat siap dipacking dan disimpan ke gudang produksi.

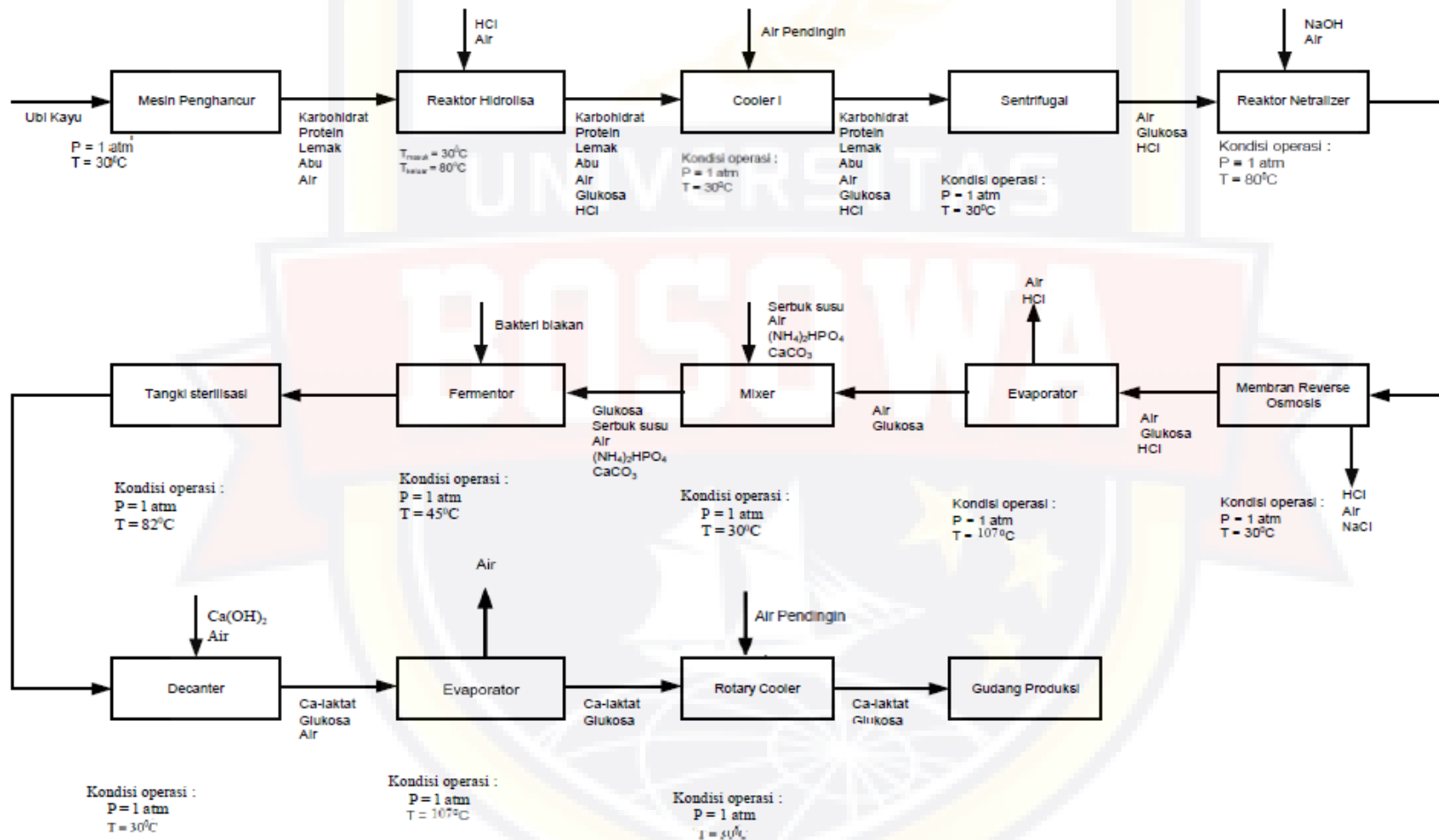
UNIVERSITAS  
**BOSOWA**



## DIAGRAM ALIR KUALITATIF



## DIAGRAM KUANTITATIF



### III. SPESIFIKASI BAHAN

#### 3.1 Spesifikasi Bahan Baku

##### 3.1.1 Ubi Kayu

Ubi kayu merupakan komoditas tanaman pangan yang dimanfaatkan sebagai sumber pangan utama atau makanan pokok (Adeuning dkk.,2006; Ceballos, Kulakow & Hersey, 2012)

Adapun sistematika dari tanaman ubi kayu adalah sebagai berikut:

Divisio	: <i>Spermatophyta</i>
Sub division	: <i>Angiospermae</i>
Kelas	: <i>Dicotyledoneae</i>
Ordo	: <i>Euphorbiales</i>
Familia	: <i>Euphorbiaceae</i>
Genus	: <i>Manihot utilissima Pohl</i> atau <i>Manihot esculenta Crant</i>
Nama Daerah	: Kentila (Aceh), Godong hau (Batak), Gawi farasi (Nias), Singkong, Sampean (Sunda)

#### 3.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

##### 3.2.1 Air

• Berat molekul	: 18,015 gr/mol
• Titik didih (760 mmHg)	: 100°C
• Titik beku (760 mmHg)	: 0°C
• Densitas	: 0,998 gr/ml
• Tegangan permukaan	: 71,97 dyne/cm
• Indeks bias	: 1,3325 nD □
• Viskositas	: 8,949 mP
• Konstanta disosiasi ionic	: 10-14
• Panas ionisasi	: 55,71 KJ/mol
• Panas pembentukan (18°C)	: 285,89 KJ/mol
• Panas fusi (0°C)	: 6,010 KJ/mol
• Panas penguapan (100°C)	: 40,615°C
• Konstanta dielektrik	: 77,94
• Kecepatan suara	: 1496,3 m/det
• Komprerssibilitas isothermal	: 45,6 x 10-6

- Panas spesifik : 4,179 J/gr
- Konduktivitas thermal (200C) :  $5,98 \times 10^{-3}$  watt/cm<sup>2</sup> (°C /cm)
- Konduktivitas elektrik :  $< 10^{-8}$  ohm<sup>-1</sup> cm<sup>-1</sup>
- Kapasitas kalor (Cp), 25°C

H<sub>2</sub>O(s) : 75,291 J/K mol

H<sub>2</sub>O(g) : 33,58 J/K mol

- Entropi (ΔS), 25°C

H<sub>2</sub>O(s) : 69,91 J/K mol

H<sub>2</sub>O(g) : 188,83 J/K mol

- Entalpi pembentukan (ΔH<sub>f</sub>), 25°C

H<sub>2</sub>O(s) : -285,83 KJ/mol

H<sub>2</sub>O(g) : -241,82 KJ/mol

### 3.2.2 HCl

- Warna : Putih
- Berat molekul : 36,7 gr/mol
- Titik didih (760 mmHg) : 103°C
- Titik beku pada tekanan saturation (tripel point) : -114,19°C
- Densitas gas, gr/ml
- Pada 20°C : 0,001526
- Pada 25°C : 0,001500

### 3.2.3 NaOH

- Warna : Putih
- Berat molekul : 40 gr/mol
- Spesifik gravity : 2,130
- Titik didih (760 mmHg) : 1390°C
- Titikleleh (760 mmHg) : 318,4°C
- Viskositas : 1,103 cP
- Entropi (ΔS) : 64,46 J/K mol
- Kapasitas kalor (Cp) : 59,54 J/K mol
- Entalpi pembentukan (ΔH<sub>f</sub>) : -425,61 KJ/mol (25°C)
- Basa kuat

- Larut dalam air
- Zat yang sangat reaktif
- Bereaksi dengan asam menghasilkan garam dan air

#### 2.3.4 $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$

- Warna : Putih
- Berat molekul : 132,06 gr/mol
- Titik lebur (760 mmHg) : 1.619 g/cm<sup>3</sup>°C
- Kelarutan dalam air : 57,5 gr/100 mL (10°C)  
106,7 gr/100 mL (70°C)
- Tidak larut : alcohol, aseton, ammonia cair
- Indeks bias : 1,3325 nD

#### 2.3.5 $\text{CaCO}_3$

- Berat Molekul : 100,09 gr/mol
- Warna : Putih
- Bau : Tidak berbau
- Densitas : 2.711 g/cm<sup>3</sup>
- Titik lebur : 825°C (aragonite) ; 1339 °C (kalsit)
- Kelarutan dalam air : 0,0013 g/100mL (25°C)
- Indeks bias : 1,59 nD

### 3.3 Spesifikasi Produk

#### 3.3.1 Kalsium Laktat

- Berat Molekul : 218 gr/mol
- Warna : Putih
- Densitas : 1,494 g/cm<sup>3</sup>
- Titik lebur : 240°C(anhidrat);120°C(pentahidrat)
- Keasaman (pKa) : 6,5-8,0
- Indeks bias : 1,470 nD
- Larut dalam air
- Sangat larut pada methanol, tidak larut pada etanol

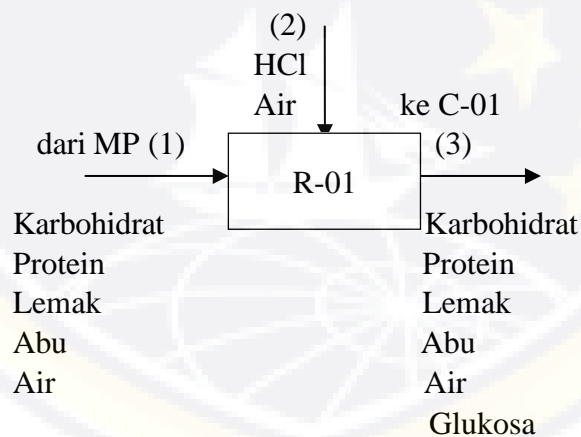
## BAB IV NERACA MASSA

Pra rancangan pabrik kalsium laktat dari ubi kayu dengan kapasitas 7.000 ton/tahun menggunakan alur sebagai berikut:

Kapasitas produksi	: 7.000 ton/tahun
Jumlah hari kerja	: 330 hari
Jumlah kerja per hari	: 24 jam
Massa kapasitas pabrik	$\frac{7000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24 \text{ jam}}$
	: 883,838 kg/jam
Kemurnian produk 99%	: 100 kg/jam

### 4.1 Neraca Massa Per Alat

#### 1. Reaktor Hidrolisa



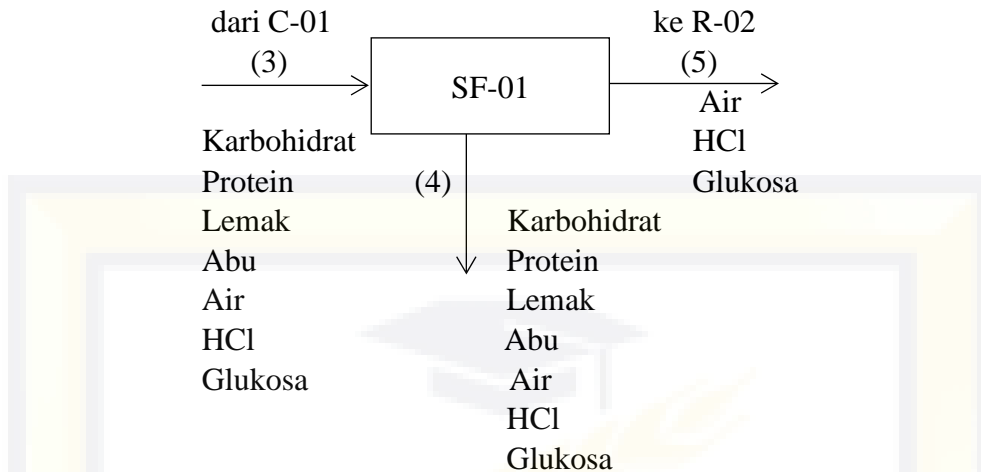
Fungsi : Tempat pembentukan glukosa dari karbohidat

Tabel 4.1 Neraca Massa Reaktor Hidrolisa

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Alur 1	Alur 2	Alur 3
Karbohidrat	922,770		138,431
Protein	31,911		31,911
Lemak	7,978		7,978
Abu	34,571		34,571
Air	1.662,050	9.715,324	11.290,225
HCL		1.049,338	1.049,338
Glukosa			871,488
Subtotal	2.659,280	10.764,662	13.423,942
<b>Total</b>	<b>13.423,942</b>		<b>13.423,942</b>



2. Sentrifuge-01 (SF-01)



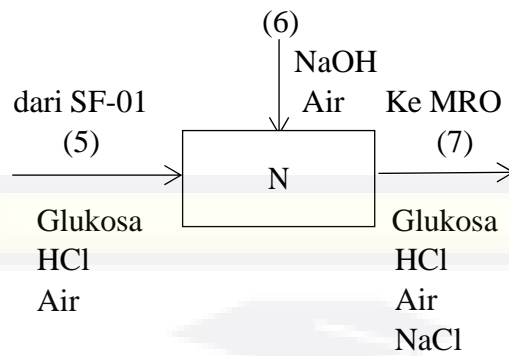
Fungsi : memisahkan komponen yang tidak terhidrolisa.

Tabel 4.2 Neraca Massa Sentrifuge-01 (SF-01)

komponen	Input (kg/jam)	Output ((kg/jam)	
	Alur 3	Alur 4	Alur 5
Karbohidrat	138,431	138,431	
protein	31,911	31,911	
lemak	7,978	7,978	
Abu	34,571	34,571	
Air	11.290,225	1.129,023	10.161,203
HCL	1.049,338	104,934	944,404
Glukosa	871,488	87,149	784,339
Subtotal	13.423,942	1.533,996	11.889,947
<b>Total</b>	<b>13.423,942</b>	<b>13.423,942</b>	



### 3. Netralizer

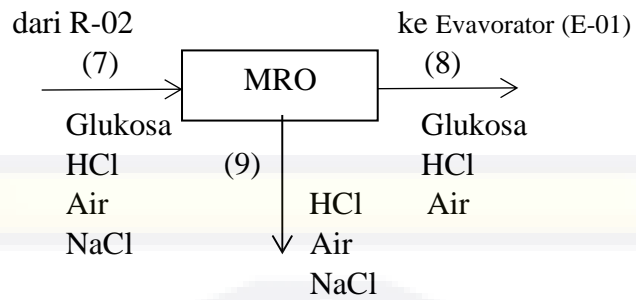


Fungsi : Menetralkan HCl dengan NaOH menjadi NaCl

Tabel 4.3 Neraca Massa Netralizer (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Alur 5	Alur 6	Alur 7
Air	10.161,203	25.509,979	36.132,252
HCl	944,404		9,456
Glukosa	784,339		784,339
NaOH		1.024,600	
NaCl			1.498,478
Subtotal	<b>11.889,946</b>	<b>26.534,579</b>	<b>38.424,525</b>
<b>Total</b>	<b>38.424,525</b>		<b>38.424,525</b>

#### 4. Membran Reverse Osmosis (MRO)

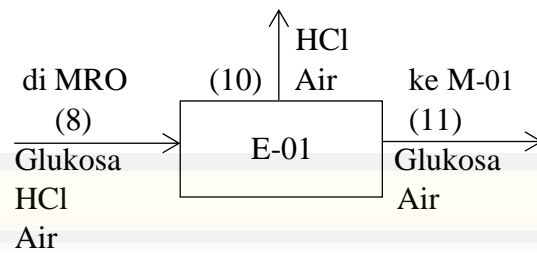


Fungsi : Memisahkan komponen padat dari glukosa

Tabel 4.4 Neraca Massa Membran Reverse Osmosis (MRO)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 7	Alur 8	Alur 9
Air	36.132,252	1.083,968	35.048,284
HCl	9,456	0,283	9,172
Glukosa	784,339	784,339	
NaCl	1.498,478		1.498,478
Subtotal	38.424,525	1.868,590	36.555,935
<b>Total</b>	<b>38.424,525</b>	<b>38.424,525</b>	

5. Evaporator (E-01)

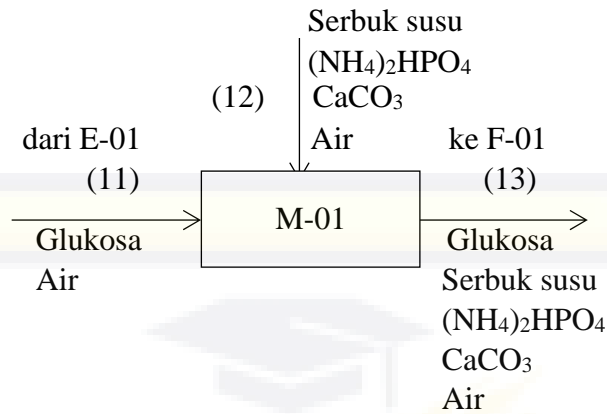


Fungsi : Menguapkan air dan semua sisa HCl serta memekatkan glukosa

Tabel 4.5 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 8	Alur 10	Alur 11
Air	1.083,968	1.083,860	0,108
HCl	0,283	0,283	
Glukosa	784,339		784,339
Sub Total	1.868,590	1.084,143	784,447
<b>Total</b>	<b>1.868,590</b>	<b>1.868,590</b>	

6. Mixer (M-01)

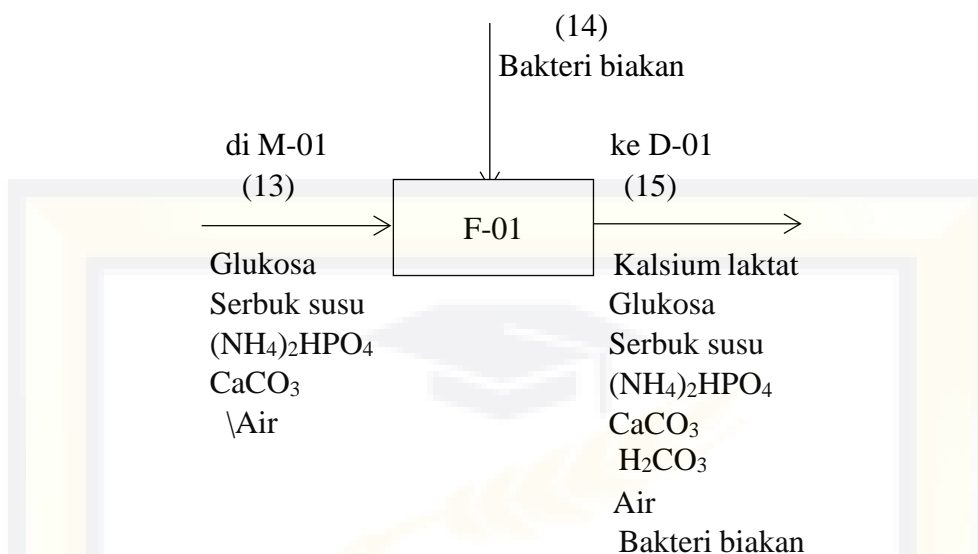


Fungsi : tempat pencampuran nutrient bakteri dan umpan

Tabel 4.6 Neraca massa Mixer (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Alur 11	Alur 12	Alur 13
Glukosa	784,339		784,339
Air	0,108	3.888,906	3.889,014
CaCO <sub>3</sub>		552,893	552,893
Serbuk susu		19,608	19,608
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>		13,072	13,072
Sub total	784,447	4.474,479	5.258,926
<b>Total</b>		<b>5.258,926</b>	<b>5.258,926</b>

## 7. Fermentor

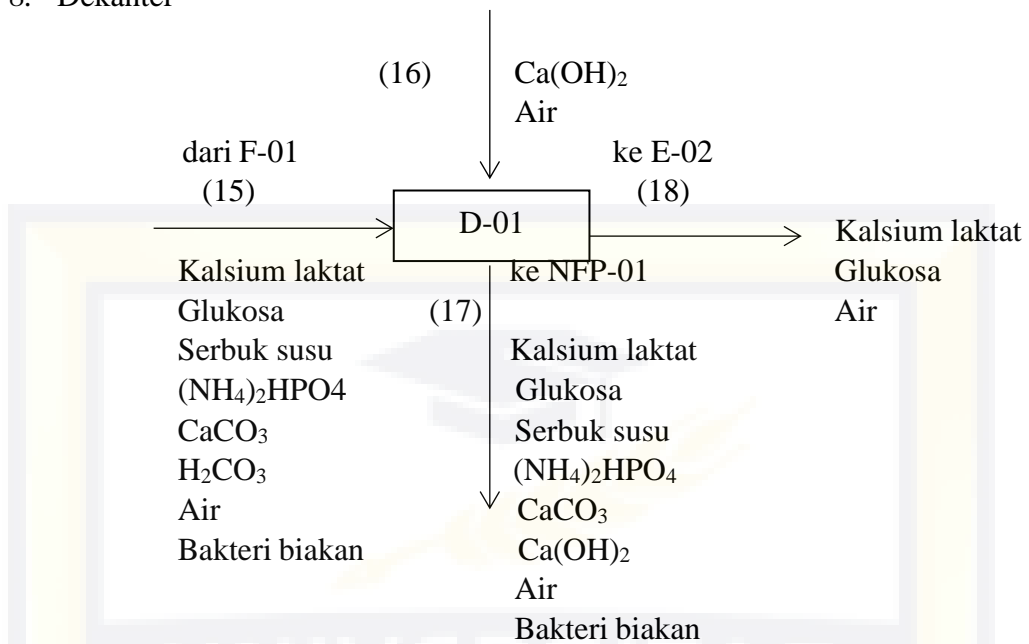


Fungsi : untuk produksi calcium laktat

Tabel 4.7 Neraca Massa Fermentor (F01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Alur 13	Alur 14	Alu 15
Glukosa	784,339		7,843
Air	3.889,014		3.889,014
CaCO <sub>3</sub>	552,893		121,513
Serbuk susu	19,608		19,608
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072		13,072
Kalsium Laktat			940,408
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>			267,468
Bakteri		262,946	262,946
Sub total	5.258,926	262,946	5.521,872
<b>Total</b>	<b>5.521,872</b>		<b>5.521,872</b>

## 8. Dekanter

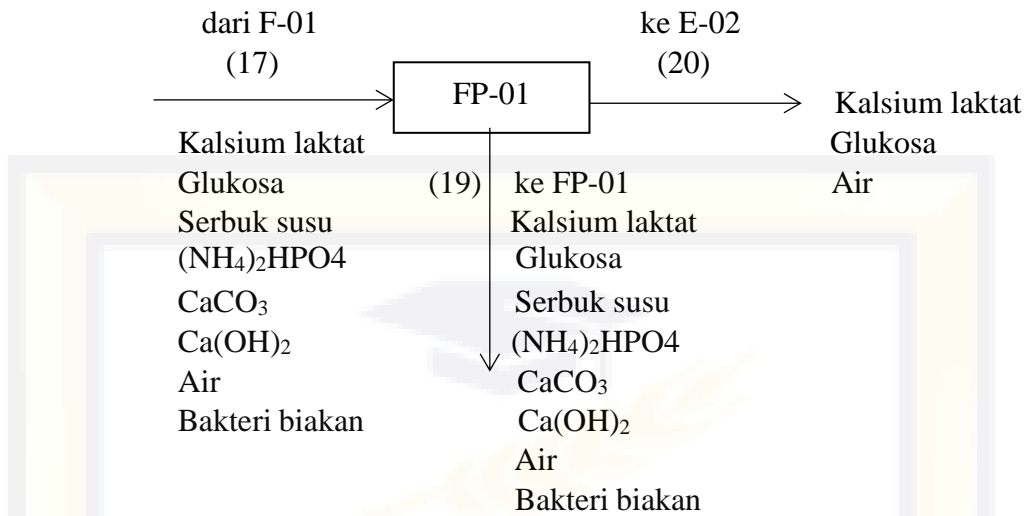


Fungsi : memisahkan komponen-komponen yang tidak larut dalam air.

Tabel 4.8 Neraca massa Dekanter (D-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Alur 15	Alur 16	Alur 17	Alur 18
Glukosa	7,843		0,784	7,059
Air	3.889,014	836,921	627,910	4.253,342
$\text{CaCO}_3$	121,513		552,893	
Serbuk susu	19,608		19,608	
$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	13,072		13,072	
Ca Laktat	940,408		94,041	846,367
$\text{H}_2\text{CO}_3$	267,468			
Bakteri	262,946		262,946	
$\text{Ca}(\text{OH})_2$		351,159	31,930	
Subtotal	5.521,872	1.188,080	1.603,184	5.106,768
<b>Total</b>	<b>6.709,952</b>		<b>6.709,952</b>	

### 9. Niagara Filter-01 (NFP-01)

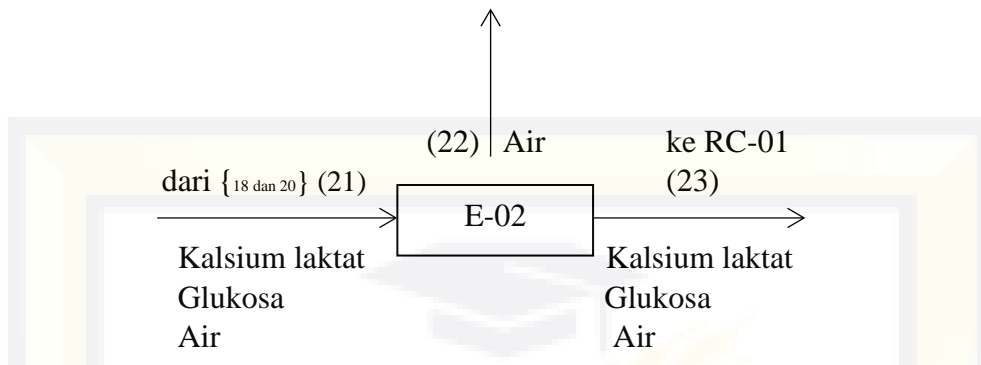


Fungsi : Memisahkan komponen padat dan produk utama.

Tabel 4.9 Neraca massa Niagara Filter Press-01 (FP-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 17	Alur 19	Alur 20
Ca laktat	94,041	1,881	92,160
Glukosa	0,784	0,016	0,768
Air	627,910	12,558	615,352
Serbuk susu	19,608	19,608	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	13,072	
CaCO <sub>3</sub>	31,930	31,930	
Ca(OH) <sub>2</sub>	552,893	552,893	
Bakteri	262,946	262,946	
<b>Total</b>	<b>1.603,184</b>	<b>1.603,184</b>	

10. Evaporator (E-02)



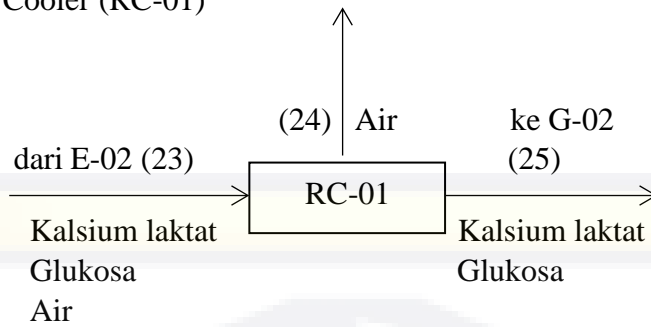
Fungsi : Menguapkan air pada produk pada suhu 107°C

Tabel 4.10 Neraca massa Evaporator (E-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 21	Alur 22	Alur 23
Kalsium laktat	938,527		938,527
Glukosa	7,827		7,827
Air	4.868,694	4.868,207	0,487
Sub Total	5.815,048	4.868,207	946,841
<b>Total</b>	<b>5.815,048</b>	<b>5.815,048</b>	



### 11. Rotary Cooler (RC-01)



Fungsi : menguapkan sisa kandungan air sehingga produk berubah bentuk menjadi padat.

Tabel 4.11 Neraca massa Rotary Filter (RC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 23	Alur 24	Alur 25
Kalsium laktat	938,527		938,527
Glukosa	7,827		7,827
Air	0,487	0,487	
Subtotal	946,841	0,487	946,354
<b>Total</b>	<b>946,841</b>	<b>946,841</b>	

## Neraca Massa Total

Tabel 4.12 Neraca Massa Total-1

Komponen	Alur (kg/jam)								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Karbohidrat	922,770		138,431	138,431					
protein	31,911		31,911	31,911					
Lemak	7,978		7,978	7,978					
Abu	34,571		34,571	34,571					
Air	1.662,050	9.715,324	11.290,226	1.129,023	10.161,203	25.509,979	36.132,252	1.083,968	35.154,992
HCL		1.049,338	1.049,338	104,934	944,404		9,456	0,283	9,172
Glukosa			871,488	87,149	784,339		784,339	784,339	35.048,284
NaOH						1.024,600			
NaCl							1498,478		1.498,478
<b>Total</b>	<b>2.659,280</b>	<b>10.764,662</b>	<b>13.423,942</b>	<b>1.533,996</b>	<b>11.889,947</b>	<b>26.534,579</b>	<b>38.424,525</b>	<b>1.868,590</b>	<b>36.555,935</b>

Tabel 4.13 Neraca massa Total -2

Komponen	Alur (kg/jam)									
	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Air	1.083,860	0,108	3.888,906	3.889,014		3.889,014	836,921	627,910	4.253,342	12,558
HCl	0,283									
Glukosa		784,339		784,339		7,843		0,784	7,059	0,016
CaCO <sub>3</sub>			552,893	552,893		121,513		552,893		552,893
Serbuk susu			19,608	19,608		19,608		19,608		19,608
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>			13,072	13,072		13,072		13,072		13,072
Bakteri					262,946	262,946		262,946		262,946
Kalsium Laktat						940,408		94,041	846,367	1,881
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>						267,468				
Ca(OH) <sub>2</sub>							351,159	31,930		31,930
<b>Total</b>	<b>1.087,442</b>	<b>784,447</b>	<b>4.474,479</b>	<b>5.258,926</b>	<b>262,946</b>	<b>5.521,872</b>	<b>1.188,080</b>	<b>1.603,184</b>	<b>5.106,768</b>	<b>894,904</b>

Tabel 4.14 Neraca massa total -3

Komponen	20	21	22	23	24	25
	Kalsium laktat	92,160	938,527		938,527	
Glukosa	0,768	7,827		7,827		7,827
Air	615,352	4.868,694	4.868,694	0,487	0,487	
<b>Total</b>	<b>708,280</b>	<b>5.815,048</b>	<b>4.868,207</b>	<b>946,841</b>	<b>0,487</b>	<b>946,354</b>

## BAB V. NERACA PANAS

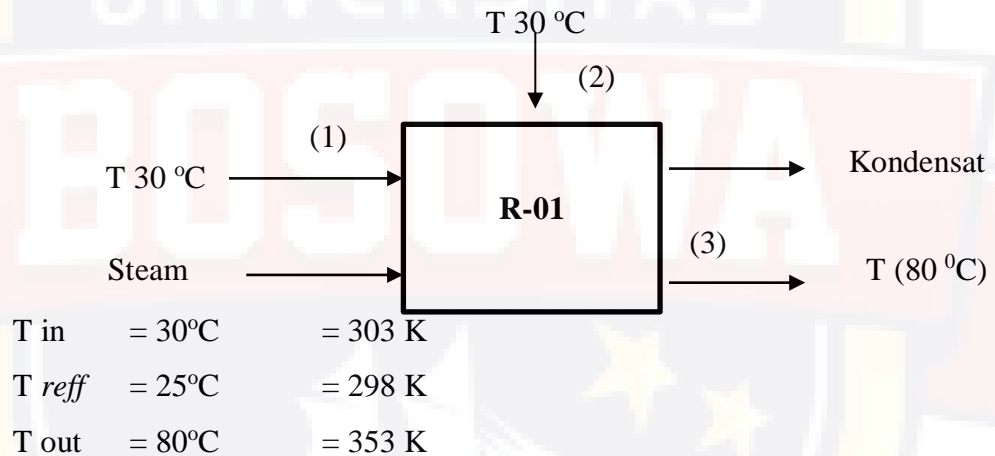
Pra rancangan pabrik kalsium laktat dari ubi kayu dengan kapasitas 7.000 ton/tahun menggunakan alur sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 7.000 ton/tahun  
 Jumlah hari kerja : 330 hari  
 Jumlah kerja per hari : 24 jam  
 Temperatur referensi : 25°C (298 K)  
 Satuan panas : kkal/jam

### 5.1. Reaktor (R-01)

Fungsi : Untuk mereaksikan karbohidrat dengan air menggunakan katalais

HCl untuk menghasilkan glukosa

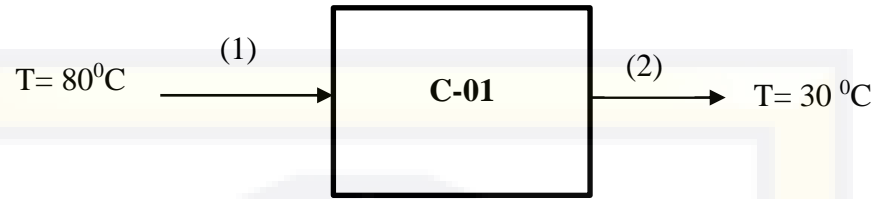


Tabel 5.1 Neraca Panas Reaktor Hidrolisa

Komponen	Input (Kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Karbohidrat	1.342,003		2.214,554
Protein	98,989		1.088,886
Lemak	13,191		145,106
Air	8.305,633	48.549,632	620.617,450
Abu	42,349		465,844
HCl		3.053,142	33.584,565
Glukosa			19.924,897
PanasReaksi.			3.212.103,250
Q steam		3.828.739,612	
<b>Total</b>	<b>3.890.144,552</b>		<b>3.890.144,552</b>

## 5.2. Cooler (C-01)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur produk reaktan dari 80°C menjadi 30°C



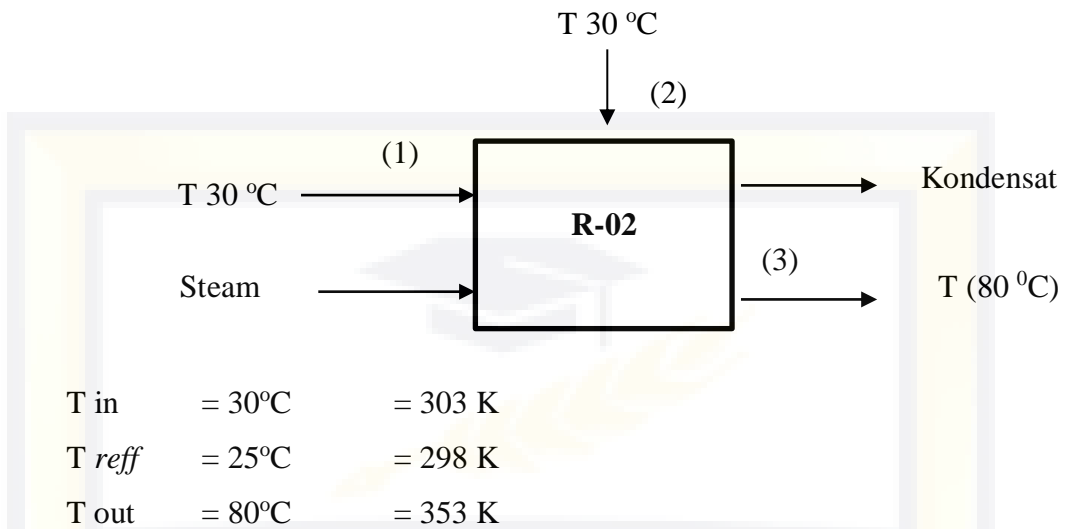
$T_{in} = 80^{\circ}\text{C} = 353\text{ K}$   
 $T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{ K}$   
 $T_{out} = 30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tabel 5.2 Neraca Panas Cooler

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Karbohidrat	2.214,554		201,323
Protein	1.088,886		98,989
Lemak	145,106		13,191
Air	620.617,450		56.419,768
Abu	465,844		42,349
HCL	33.584,565		3.053,142
Glukosa	19.924,897		1.811,354
Q pendingin		-616.401,186	
<b>Total</b>	<b>61.640,116</b>		<b>61.640,116</b>

### 5.3. Netralizer (R-02)

Fungsi : Untuk menetralkan HCl dalam produk dengan penambahan NaOH

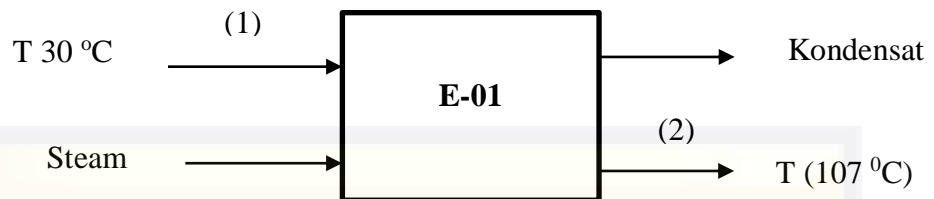


Tabel 5.3 Neraca Panas Netralizer

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Air	50.777,789	127.479,033	180.560,892
HCl	2.747,827		27,513
Glukosa	1.177,379		1.177,379
NaOH		4.866,850	2.047,919
NaCl			183.813,705
Qreaksi			1.009.714,099
Q steam		1.189.087,737	
sub total	54.702,996	1.321.433,620	1.376.136,615
<b>Total</b>	<b>1.376.136,615</b>		<b>1.376.136,615</b>

#### 5.4. Evaporator (E-01)

Fungsi : Untuk menguapkan air dan sisa HCl dalam produk



$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

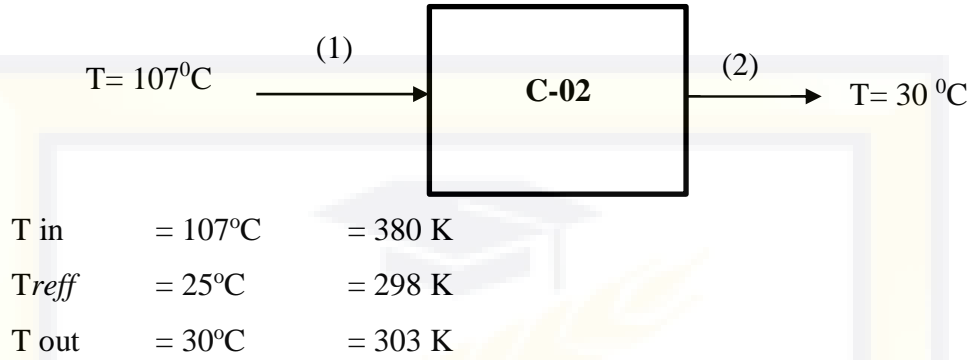
$$T_{out} = 107^{\circ}\text{C} = 380 \text{ K}$$

Tabel 5.3 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)	
	Q1	Q2	Q3
Air	5.416,829	88.827,144	8,851
HCl	0,823	415.482,317	
Glukosa	1.177,379		19.309,031
Q steam	517.032,312		
Total	523.627,343	523.627,343	

### 5.5. Cooler (C-02)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk evaporator dari 107°C menjadi 30°C



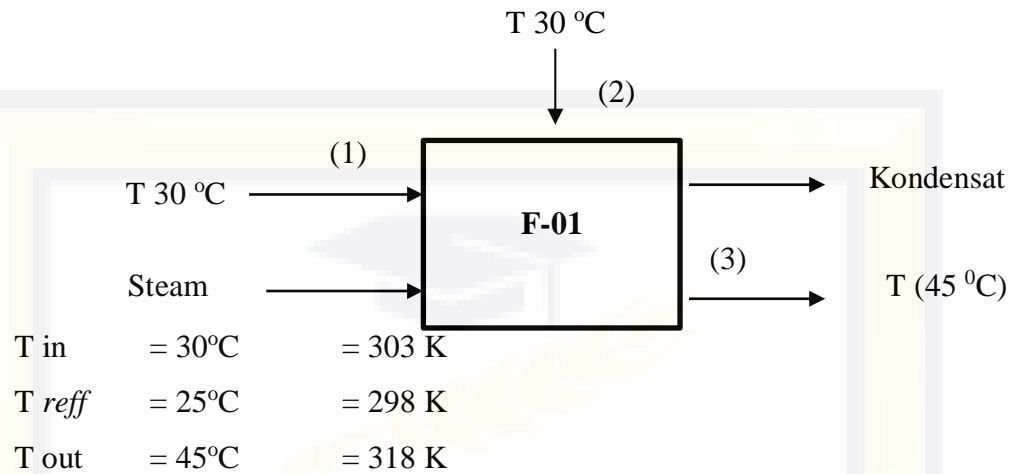
Tabel 5.4 Neraca Panas Cooler (C-02)

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Air	8,851		0,540
Glukosa	19.309,031		1.177,379
Q pendingin		-18.139,963	
Total	1.177,919		1.177,919



## 5.6. Fermentor (F-01)

Fungsi : Untuk memproduksi calsium laktat dengan bantuan bakteri biakan

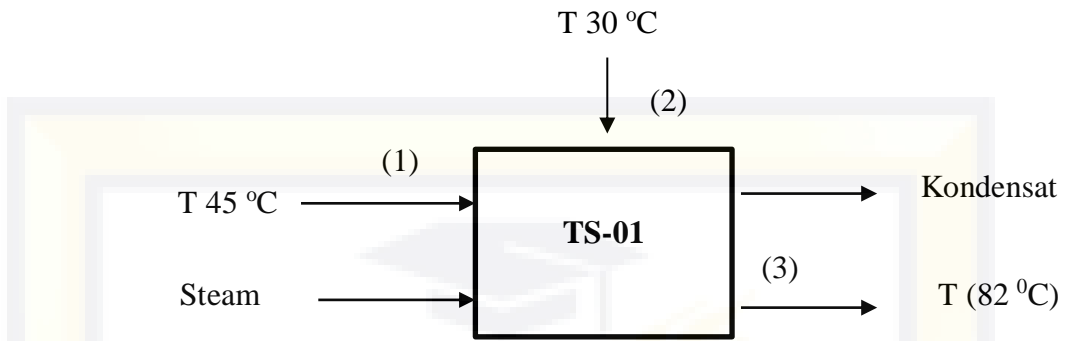


Tabel 5.5 Neraca Panas Fermentor (F-01)

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Glukosa	1.177,380		47,092
Air	19.434,267		77.737,068
CaCO <sub>3</sub>	564,504		496,259
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	25,550		102,199
Ca Laktat			8.551,673
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>			2.622,912
Reaksi	8.758,132		
Q Steam		59.597,372	
Total	89.557,203		89.557,203

### 5.7. Tangki Sterilisasi (TS-01)

Fungsi : untuk mensterilkan produk hasil fermentasi



$$T_{\text{out}} = 45^{\circ}\text{C} = 318\text{ K}$$

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

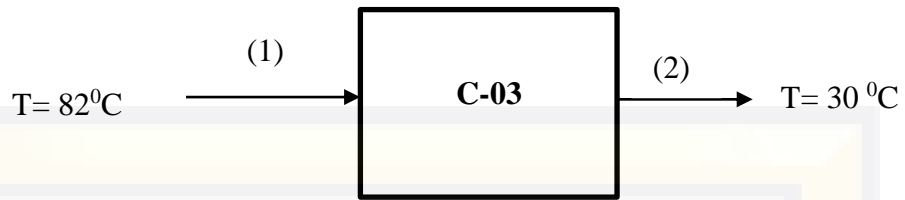
$$T_{\text{out}} = 82^{\circ}\text{C} = 355\text{ K}$$

Tabel 5.6 Neraca Panas Sterilisasi (ST-01)

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Glukosa	47,092		134,215
Air	77.737,068		221.550,645
CaCO <sub>3</sub>	496,259		1.414,338
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	102,199		291,267
Ca Laktat	8.551,673		24.372,269
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	2.622,912		7.475,299
Qsteam		165.680,830	
<b>Total</b>	<b>255.238,033</b>		<b>255.238,033</b>

### 5.8. Cooler (C-03)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk dari sterilisasi dari 82°C menjadi 30°C.



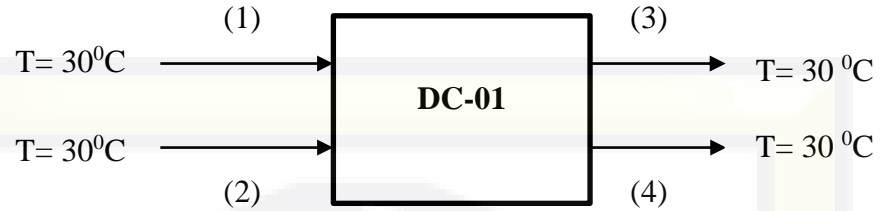
$T_{in} = 82^{\circ}\text{C} = 355 \text{ K}$   
 $T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$   
 $T_{out} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$

Tabel 5.7 Neraca Panas Cooler-03

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Glukosa	134,215		11,773
Air	221.550,645		19434,267
CaCO <sub>3</sub>	1.414,338		124,064
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	291,267		25,549
Ca Laktat	24.372,269		2137,918
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	7.475,299		655,728
Qsteam		-232848.734	
Total	22.389,299		22.389,299

### 5.9. Decanter (DC-01)

Fungsi : Untuk memisahkan produk ca-laktat dari zat pengotor dan mereaksikan  $H_2CO_3$  dengan  $Ca(OH)_2$  untuk menghasilkan  $CaCO_3$



$$T_{in} = 30^{\circ}C = 303 \text{ K}$$

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

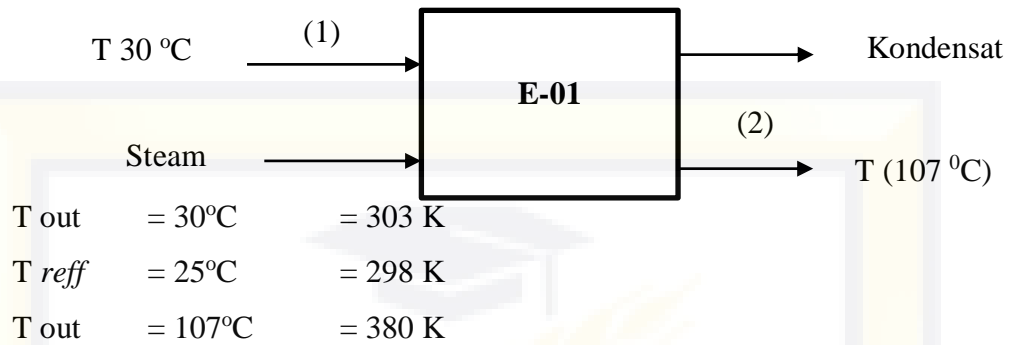
$$T_{out} = 30^{\circ}C = 303 \text{ K}$$

Tabel 5.8 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)	
	Q1	Q2	Q3	Q4
Glukosa	11,773		1,177	10,596
Air	19434,267	4.182,280	21.254,895	21.254,895
CaCO <sub>3</sub>	124,064		564,503	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	25,550		25,500	
Ca Laktat	2137,918		213,792	1.924,126
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	655,728			
Ca(OH) <sub>2</sub>		507,756	46,169	
Qsteam		53.200,155		
Q reaksi			34.983,841	
<b>Total</b>	<b>80.279,493</b>		<b>80.279,493</b>	

### 5.10. Evaporator (E-02)

Fungsi : Untuk menguapkan air dalam produk



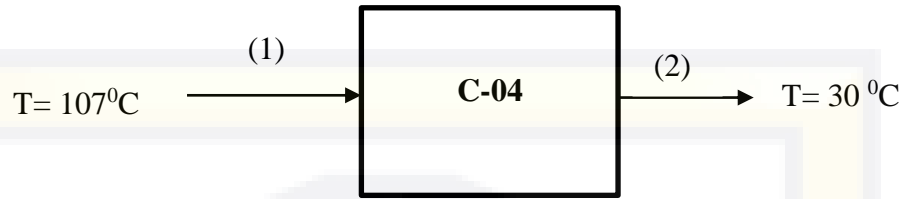
Tabel 5.9 Neraca Panas Evaporator (E-02)

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)	
	Q1	Q2	Q3	Q4
Ca-Laktat	2.133,642		34991,731	
Glukosa	11,749		192,686	
Air	24.329,945		39,911	398.971,200
Qsteam		407.720,192		
<b>Total</b>	<b>434.195,528</b>		<b>434.195,528</b>	

### 5.11. Rotary Cooler (C-04)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk evaporator 2 dari 107°C menjadi 30 °C

Pendingin



$$T_{in} = 107^{\circ}\text{C} = 380 \text{ K}$$

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

$$T_{out} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

Tabel 5.10 Neraca Panas Cooler (C-04)

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Ca-Laktat	34.991,731		2.133,642
Glukosa	192,686		11,749
Air	39,911		2,433
QPendingin		-33.076,504	
<b>Total</b>	<b>2.147,824</b>		<b>2.147,824</b>

## BAB VI. SPESIFIKASI ALAT

### 1. Gudang Bahan Baku (G-01)

Kode alat	: G-01
Fungsi	: tempat penyimpanan bahan baku ubi kayu selama 3 hari
Bentuk	: Persegi panjang di tutup atap
Waktu penyimpanan	: 3 hari
Volume gudang	: 81,131 m <sup>3</sup>
Panjang	: 6,003 m
Lebar	: 3,002 m
Tinggi	: 3,002m
Bahan konstruksi	: Cor besi bertulang
Luas gudang	: 18,019 m <sup>2</sup>

### 2. Belt Conveyor (BC-01)

Kode	: BC-01
Fungsi	: Untuk mengangkut bahan baku ubi kayu dari gudang ke mesin penghancur
Tipe	: <i>Belt</i>
Material	: <i>Carbon steel</i>
Tekanan	: 1 atm
Jumlah	: 1 buah
Faktor keamanan	: 20%
Lebar <i>belt</i>	: 14 in
Normal speed	: 200 ft/menit
Tinggi <i>belt</i>	: 3 ft
Panjang <i>belt</i>	: 20 ft
Power <i>belt</i>	: 2 HP

### 3. Mesin Penghancur

Kode : MP  
Fungsi : untuk menghancurkan ubi kayu sebelum ke reaktor  
Tipe : *Ball Mill*  
Luas mesin penghancur : 2 ft × 1 ft  
Kecepatan : 3 rpm  
Berat bola : 0,85 ton  
Daya, P : 7 HP

### 4. Belt Conveyor (BC-02)

Kode : BC-02  
Fungsi : Mengangkut bahan baku ubi kayu dan mesin penghancur ke Reaktor  
Tipe : Belt  
Material : *Carbon stell*  
Tekanan : 1 atm  
Jumlah : 1 buahF  
Lebar belt : 14 in  
Normal speed : 200 ft/menit  
Tinggi elevator : 3 ft  
Panjang belt : 11,5920 ft  
Power belt : 0,1304 HP

### 5. Tangki Air (T-01)

Kode : T-01  
Fungsi : Tempat penyimpanan air selama 7 hari  
Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup datar  
Jumlah : 1 buah  
Bahan : *Stainless steel SA-304*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kebutuhan : 7 hari  
Volume tangki : 1.962,0822 m<sup>3</sup>



Diameter tangki : 12,3302 m  
Tinggi tangki : 16,4402 m  
Tebal silinder : 2 in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun

#### 6. Pompa Air (P-01)

Kode : P-01  
Fungsi : Untuk mengalirkan ke Mixer (M-01)  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 2,3190 in  
Daya pompa : 1 HP

#### 7. Tangki HCl (T-02)

Kode : TS-01  
Fungsi : Tempat sterilisasi produk fermentor dari bakteri  
Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kebutuhan : 7 hari  
Faktor keamanan : 20%  
Volume tangki : 144,3413 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 5,1665 m  
Tinggi tangki : 6,8886 m  
Tekanan design : 34,1107 Psi  
Tebal silinder : ¼ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun

## 8. Pompa HCl (P-02)

Kode : P-02  
Fungsi : Untuk mengalirkan HCl ke Mixer (M-01)  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 0,7533 in  
Daya pompa : 3/8 HP

## 9. Mixer (M-01)

Kode : M-01  
Fungsi : Tempat pencampuran air dan HCl  
Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kebutuhan : 1 jam  
Faktor keamanan : 20%  
Volume tangki : 12,3330 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 2,2756 m  
Tinggi tangki : 3,0341 m  
Tebal silinder : ¼ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun  
Diameter pengaduk : 2,2398 ft  
Tekanan design : 22,5195 Psi  
Daya motor : 2 HP  
Tipe pengaduk : Propeller

### 10. Pompa Mixer (P-03)

Kode : P-03  
Fungsi : Untuk mengalirkan larutan HCl ke Reaktor (R-01)  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Diameter pipa : 2,3914 in

Daya pompa : ¾ HP

### 11. Reaktor (R-01)

Kode : R-01

Fungsi : Untuk mereaksikan karbohidrat dengan air untuk menghasilkan glukosa

Tipe : Tangki berbentuk silinder, bagian bawah dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan krontuksi : *Stainless steel SA-304*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Diameter tangki : 3,045 m

Tinggi tangki : 4,060 m

Tebal silinder : ¼ in

Faktor korosi : 0,01 in/tahun

Diameter pengaduk : 2,997 ft

Daya motor : 7 HP

Tipe pengaduk : Propeller

### 12. Pompa Reaktor (P-04)

Kode : P-04

Fungsi : Untuk mengalirkan produk reaktor ke cooler-01

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Diameter pipa : 2,6656 in

Efisiensi motor : 80%  
Daya pompa : 1/2 HP

### 13. Cooler (C-01)

Kode : C-01  
Fungsi : Mendinginkan produk reaktor -01 dari 80°C ke 30°C  
Jenis : *Shell and tube exchanger*  
Digunakan: 1-4 *shell and tube exchanger*

### 14. Pompa Cooler (P-05)

Kode : P-05  
Fungsi : Untuk mengalirkan produk Cooler-01 ke Sentrifugal  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 2,6396 in  
efisiensi motor : 80%  
Daya pompa : 1/2 HP

### 15. Sentrifugal (SF-01)

Kode : SF-01  
Fungsi : Untuk memisahkan produk dari pengotornya  
Jumlah : 1 buah  
Bahan kosntruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kecepatan = 1.012 ft/min  
Waktu Pemisahan = 1,5 menit

#### 16. Pompa Bak Penampung-01 (P-06)

Kode : P-06

Fungsi : Mengalirkan produk samping dari sentrifugal ke bak penampung-01

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Diameter pipa : 1,0012 in

Efisiensi motor : 80%

Daya pompa ; P : ¼ HP

#### 17. Bak Penampung-01 (BP-01)

Kode : BP-01

Fungsi : Untuk menampung produk samping dari sentrifugal

Tipe : Prisma segi empat beraturan

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Kebutuhan : 7 hari

Faktor keamanan : 20%

Volume bak : 300,9268 m<sup>3</sup>

Lebar bak : 5,3188 m

Panjang bak : 10,6375 m

Tinggi bak : 5,3188 m

Luas bak : 56,5784 m<sup>2</sup>

#### 18. Pompa Sentrifugal (P-07)

Kode : P-07

Fungsi : Untuk mengalirkan produk Sentrifugal ke Netralizer

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Diameter pipa : 2,5431 in  
Efisiensi motor : 80%  
Daya pompa ; P : ¼ HP

### 19. Tangki Air (T-03)

Kode : T-03  
Fungsi : Tempat penyimpanan air selama 7 hari  
Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup-tutup datar  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kebutuhan : 7 hari  
Faktor keamanan : 20%  
Volume tangki : 5.151,9307 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 17,0106 m  
Tinggi tangki : 22,6808 m  
Tebal silinder : 1 ½ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun

### 20. Pompa Air ((P-08)

Kode : P-08  
Fungsi : Untuk mengalirkan air ke Mixer (M-02)  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 3,5806 in  
Efisiensi pompa : 80%  
Daya pompa ; P : 0,8969 HP

### 21. Tangki NaOH (T-04)

Kode : T-04  
Fungsi : Tempat penyimpanan NaOH selama 7 hari  
Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kebutuhan : 7 hari  
Faktor keamanan : 20%  
Volume tangki : 129,0077 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 4,9766 m  
Tinggi tangki : 6,6355 m  
Tekanan design : 34,9421 Psi  
Tebal silinder : ¼ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun

### 22. Pompa NaOH (P-09)

Kode : P-09  
Fungsi : Untuk mengalirkan NaOH ke Mixer (M-02)  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Laju alir volumetrik ; Q : 0,0063 ft<sup>3</sup>/detik  
Efisiensi pompa : 80%  
Daya pompa ; P : 1/8 HP

### 23. Mixer (M-02)

Kode : M-02  
Fungsi : Tempat pencampuran air dan NaOH  
Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Kebutuhan : 1 jam

Faktor keamanan : 20%

Volume tangki : 30,5346 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 3,0784 m

Tinggi tangki : 4,1046 m

Tekanan design : 24,4036 Psi

Tebal silinder : ¼ in

Faktor korosi : 0,01 in/tahun

Diameter pengaduk : 3,0301 ft

Daya motor : 7,4004 HP

Tipe pengaduk : Propeller

#### **24. Pompa Mixer-02 (P-10)**

Kode : P-10

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan NaOH ke Netralizer (R-02)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Diameter pipa : 3,5941 in

Daya pompa : 1 HP

#### **25. Netralizer (R-02)**

Kode : R-02

Fungsi : Untuk menetralkan HCl dengan NaOH menjadi NaCl

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Faktor keamanan : 20 %

Diameter tangki : 5,594 m

Tinggi tangki : 7,459 m



Tebal silinder : ½ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun  
Diameter pengaduk : 5,507 ft  
Daya motor : 143 HP  
Tipe pengaduk : Propeller

#### **26. Pompa Netralizer (P-11)**

Kode : P-11  
Fungsi : Untuk mengalirkan produk Netralizer ke MRO  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 4,2843 in  
Daya pompa : ½ HP

#### **27. Membrane Reverse Osmosis (MRO)**

Kode : MRO  
Fungsi : Tempat pemisahan produk netralizer dan hasil samping  
Tipe : Tangki berbentuk silinder horizontal bagian bawah dan tutup elipsoidal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kebutuhan : 6 menit  
Faktor keamanan : 20%  
Volume tangki : 4,5487 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 1,2454 m  
Panjang tangki : 3,7361 in  
Tekanan hidrostatik : 19,6477 Psi  
Tebal silinder : ¼ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun

### 28. Pompa Bak Penampung (P-12)

Kode : P-12  
Fungsi : Untuk mengalirkan hasil samping MRO ke bak penampung  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 1,1005 in  
Daya pompa : 1/8 HP

### 29. Bak Penampung-02 (BP-02)

Kode : BP-02  
Fungsi : Untuk menampung produk samping dari MRO  
Jumlah : 1 buah  
Bentuk : Prisma segi empat beraturan  
Bahan konstruksi : Beton  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kebutuhan : 3 hari  
Faktor keamanan : 20 %  
Volume bak : 373,1994 m<sup>3</sup>  
Lebar bak : 5,7144 m  
Panjang bak : 11,4288 m  
Tinggi bak : 2,8572 m  
Luas bak : 32,6543 m<sup>2</sup>

### 30. Pompa MRO (P-13)

Kode : P-13  
Fungsi : Untuk mengalirkan hasil samping MRO ke bak penampung  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 4,2788 in

Daya pompa : 3 HP

### 31. Evaporator (E-01)

Kode : E-01

Fungsi : Tempat menguapkan air dalam produk

Jenis : *Single effec* evaporator

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304

Kondisi operasi : 107°C, 1 atm

Kebutuhan : 1 jam

Faktor keamanan : 20%

Volume tangki : 2,3631 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 1,0639 m

Tinggi tangki : 2,6597 m

Tekanan design : 21,4542 Psi

Tebal silinder : ¼ in

Faktor korosi : 0,01 in/tahun

Luas perpindahan panas : 148,2648 ft<sup>2</sup>

Jumlah tube : 4 tube

### 32. Pompa Evaporator (P-14)

Kode : P-14

Fungsi : Untuk mengalirkan produk E-01 ke cooler (C-02)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Diameter pipa : 0,7768 in

Daya pompa : 1/8 HP

### 33. Cooler (C-02)

Kode : C-02

Fungsi : Mendinginkan produk E-01 dari 107°C jadi 30°C

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Digunakan: 1-4 *shell and tube exchanger*

### 34. Pompa Cooler-2 (P-15)

Kode : P-15

Fungsi : Untuk mengalirkan produk C-02 ke Mixer (M-03)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Diameter pipa : 0,7768 in

Daya pompa ; P : 1/8 HP

### 35. Mixer (M-03)

Kode : M-03

Fungsi : Tempat pencampuran nutrient bakteri dan umpan fermentor

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Kebutuhan : 1 jam

Faktor keamanan : 20%

Volume tangki : 6,0954 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 1,7991 m

Tinggi tangki : 2,3989 m

Tebal silinder : ¼ in

Faktor korosi : 0,01 in/tahun

Diameter pengaduk : 1,7709 ft

Daya motor : ½ HP

Tipe pengaduk : Propeller

### 36. Pompa Mixer (P-16)

Kode : P-16  
Fungsi : Untuk mengalirkan produk Mixer ke Reaktor  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Faktor keamanan : 20%  
Diameter pipa : 1,7389 in  
Daya pompa : ¼ HP

### 37. Fermentor (F-01)

Kode : F-01  
Fungsi : Tempat produksi calsiom laktat  
Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah dan tutup elipsoidal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*  
Kondisi operasi : 45°C, 1 atm  
Waktu tinggal : 5 hari  
Faktor keamanan : 20%  
Volume tangki : 6,3145 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 2,2355 m  
Tinggi tangki : 2,9807 m  
Tekanan design : 22,4331 Psi  
Tebal silinder : ¼ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun  
Diameter pengaduk : 2,2004 ft  
Daya motor : 1,5040 HP  
Tipe pengaduk : *Multi blade impeller*

### 38. Pompa Sentrifugal (P-17)

Kode : P-17

Fungsi : Untuk mengalirkan produk fermentor ke sterilisasi

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 45°C, 1 atm

Faktor keamanan : 20%

Diameter pipa : 1,7699 in

Daya pompa : ½ HP

### 39. Tangki Sterilisasi (TS-01)

Kode : TS-01

Fungsi : Tempat sterilisasi produk fermentor dari bakteri

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal menggunakan pengaduk

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Kebutuhan : 1 jam

Faktor keamanan : 20%

Volume tangki : 6,3145 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 1,8204 m

Tinggi tangki : 2,4273 m

Tekanan design : 21,4418 Psi

Tebal silinder : ¼ in

Faktor korosi : 0,01 in/tahun

Diameter pengaduk : 1,7919 ft

Daya motor : 1 HP

Tipe pengaduk : Propeller

**40. Pompa Tangki Sterilisasi (P-18)**

Kode : P-18

Fungsi : Untuk mengalirkan produk fermentor ke sterilisasi

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Faktor keamanan : 20%

Diamter pipa : 1,7699 in

Daya pompa ; P : ½ HP

**41. Cooler (C-03)**

Kode : C-03

Fungsi : Mendinginkan produk ST-01 dari 82°C jadi 30°C

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Digunakan : 1-2 *shell and tube exchanger*

**42. Pompa Cooler (P-19)**

Kode : P-19

Fungsi : Untuk mengalirkan produk cooler-03 ke decanter

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Faktor keamanan : 20%

Diameter pipa : 1,7699 in

Daya pompa ; P : ½ HP

**43. Tangki Air (T-05)**

Kode : T-05

Fungsi : Tempat penyimpanan air selama 7 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup datar

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Kebutuhan : 7 hari

Faktor keamanan : 20%

Volume tangki : 0,0218 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 0,2752 m

Tinggi tangki : 0,3669 m

Tekanan design : 17,7459 Psi

Tebal silinder : ¼ in

Faktor korosi : 0,01 in/tahun

#### 44. Pompa Air (P-20)

Kode : P-20

Fungsi : Untuk mengalirkan air ke Mixer (M-04)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Diameter pipa : 1,5359 in

Daya pompa ; P : 1/8 HP

#### 45. Tangki Ca(OH)<sub>2</sub> (T-06)

Kode : T-06

Fungsi : Tempat penyimpanan Ca(OH)<sub>2</sub> selama 7 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Kebutuhan : 7 hari

Faktor keamanan : 20%

Volume tangki : 70,8007 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 4,0745 m

Tinggi tangki : 5,4327 m

Tekanan design : 26,3921 Psi



Tebal silinder : ½ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun

#### 46. Pompa Ca(OH)<sub>2</sub> (P-21)

Kode : P-21  
Fungsi : Untuk mengalirkan Ca(OH)<sub>2</sub> ke Mixer (M-04)  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 0,9003 in  
Daya pompa : 1/8 HP

#### 47. Mixer (M-04)

Kode : M-04  
Fungsi : Tempat pencampuran air dan Ca(OH)<sub>2</sub>  
Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah dan tutup elipsoidal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kebutuhan : 1 jam  
Faktor keamanan : 20%  
Volume tangki : 1,4258 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 1,1085 m  
Tinggi tangki : 1,4781 m  
Tebal silinder : ¼ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun  
Diameter pengaduk : 1,0911 ft  
Daya motor : 1/8 HP  
Tipe pengaduk : Propeller

#### 48. Pompa Mixer (P-22)

Kode : P-21  
Fungsi : Untuk mengalirkan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  ke Decanter  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 0,9003 in  
Daya pompa : 1/8 HP

#### 49. Decanter (DC-01)

Kode : DC-01  
Fungsi : Tempat pemisahan produk menjadi 2 bagian  
Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter tangki : 1,087 m  
Tinggi tangki : 1,3422 m  
Tebal silinder : ¼ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun

#### 50. Pompa Decanter ke Niagara Filter (P-22)

Kode : P-23  
Fungsi : untuk mengalirkan produk Decanter ke niagara filter  
Tipe : pompa Sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan Konstruksi : *Stainles steel*  
Kondisi operasi : 30<sup>0</sup> C, 1 atm  
Diameter pipa : 1,0114 in  
Daya pompa ; P : 1/8 HP

### 51. Pompa Decanter ke Evaporator (P-24)

Kode : P-24  
Fungsi : Untuk mengalirkan produk decanter ke evaporator  
Tipe : pompa Sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan Konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30<sup>0</sup>C, 1 atm  
Diameter pipa : 1,7072 in  
Daya pompa : 1/8 HP

### 52. Niagara Filter (FP-01)

Kode : FP-01  
Fungsi : Tempat pemisahan produk dan produk samping  
Tipe : *Plate and Frame* Niagara Filter  
Jumlah : 1 buah  
Kondisi operasi : 30<sup>0</sup>C , 20 bar  
Waktu siklus : 5 menit = 300 detik  
Luas filter : 1,563 ft<sup>2</sup>

### 53. Pompa Niagara Filter ke Bak Penampung (P-25)

Kode : P-25  
Fungsi : Untuk mengalirkan produk niagara filter ke bak penampung  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30<sup>0</sup>C, 1 atm  
Diameter pipa : 0,700 in  
Daya pompa ; P : 1/8 HP

### 54. Bak Penampung (BP-03)

Kode : BP-03  
Fungsi : Untuk menampung produk samping dari niagara filter  
Tipe : Prisma segi empat beraturan  
Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Beton  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Kebutuhan : 7 hari  
Faktor keamanan : 20%  
Volume bak : 134,6348 m<sup>3</sup>  
Lebar bak : 4,0680 m  
Panjang bak : 8,1359 m  
Tinggi bak : 4,0680 m  
Luas bak : 16,5482 m<sup>2</sup>

#### **55. Pompa Niagra Filter ke Evaporator-02 (P-26)**

Kode : P-26  
Fungsi : Untuk mengalirkan produk niagra filter ke evaporator  
Tipe : Pompa sentrifugal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel*  
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
Diameter pipa : 0,700 in  
Daya pompa ; P : 1/8 HP

#### **56. Evaporator (E-02)**

Kode : E-02  
Fungsi : Tempat menguapkan air dalam produk  
Jenis : *Single effec* evaporator  
Bentuk : Tangki berbentuk silinder bagian bawah dan tutup elipsoidal  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*  
Kondisi operasi : 107°C, 1 atm  
Kebutuhan : 1 jam  
Faktor keamanan : 20%  
Volume tangki : 6,7146 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 1,5069 m  
Tinggi tangki : 3,7671 m

Tekanan design : 23,8433 Psi  
Tebal silinder : ¼ in  
Faktor korosi : 0,01 in/tahun  
Luas perpindahan panas : 101,1751 ft<sup>2</sup>  
Jumlah tube : 102 tube

#### **57. Belt Conveyor (BC-03)**

Kode : BC-03  
Fungsi : Untuk mengangkut produk dari evaporator -02 ke rotary cooler (RC)  
Faktor keamanan : 20%  
Panjang belt : 20 ft  
Tinggi belt : 3 ft  
Lebar belt : 14 in  
Kecepatan : 200 ft/menit  
Luas belt : 0,11 ft<sup>2</sup>  
Daya : 2 HP

#### **58. Rotary Cooler (RC)**

Fungsi : Untuk mendinginkan produk yang keluar dari E-02 menggunakan udara  
Jumlah pipa : 71 buah  
Putaran rotary cooler : 5 putaran/menit  
Daya motor : 2 HP

#### **59. Belt Conveyor (BC-04)**

Kode : BC-04  
Fungsi : Untuk mengangkut produk dari Rotary Cooler (RC) ke gudang  
Faktor keamanan : 20%  
Panjang belt : 20 ft  
Tinggi belt : 3 ft  
Lebar belt : 14 in  
Kecepatan : 200 ft/menit  
Luas belt : 0,11 ft<sup>2</sup>  
Daya : 2 HP

## 60. Gudang Bahan Produk (G-02)

Kode : G-02

Fungsi : Tempat menyimpan bahan baku ubi kayu selama 7 hari

Bentuk : Prisma segi empat beraturan

Faktor keamanan : 20%

Volume gudang : 181,8585 m<sup>3</sup>

Lebar gudang : 4,4968 m

Panjang gudang : 8,9936 m

Tinggi gudang : 4,4968 m

Luas gudang : 40,4420 m<sup>2</sup>



## BAB VII. UTILITAS

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

Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pabrik Kalsium Laktat dari Ubi Kayu Mentah diklasifikasikan sebagai berikut :

1. Unit penyediaan dan pengelolaan air

Kebutuhan air ini terdiri dari:

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

2. Unit pembangkit steam

3. Unit pembangkit listrik

4. Unit penyediaan bahan bakar

5. Unit pengolahan limbah

### 7.1. Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air

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

Kebutuhan air pada pabrik Kalsium Laktat adalah sebagai berikut :

#### 7.1.1. Kebutuhan Air Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik ini dapat dilihat sebagai berikut:

Reaktor	= 9.715,324 kg/jam
Netralizer	= 25.509,979 kg/jam
Decanter	= 3.889,014 kg/jam
Total	= 39.114,317 kg/jam

### 7.1.2. Kebutuhan Air Pendingin

Jumlah kebutuhan air pendingin pada pabrik ini sebagai berikut:

Cooler (C-01)	= 30.820,05 kg/jam
Cooler (C-02)	= 1.813,996 kg/jam
Cooler (C-03)	= 23.284,873 kg/jam
Rotary Cooler (RC)	= 3.307,650 kg/jam
<hr/>	
Total	= 59.226,569 kg/jam

Air pendingin bekas digunakan kembali setelah didinginkan dalam menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, drift loss, dan blowdown (Perry, 1999).

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan ;

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

Dimana :

$$W_c = \text{Jumlah air pendingin yang diperlukan} = 59.226,569 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = \text{Temperatur air pendingin masuk} = 20^\circ\text{C} = 68^\circ\text{F}$$

$$T_2 = \text{Temperatur air pendingin keluar} = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$$

Maka :

$$W_e = 0,00085 \times 59.226,569 \times (104-68) = 1.812,333 \text{ kg/jam}$$

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

$$W_d = 0,002 \times 1.812,333 \text{ kg/jam} = 3,625 \text{ kg/jam}$$

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

$$W_b = \frac{W_e}{S-1} = \frac{1.812,333 \text{ kg/jam}}{5-1} = 453,083 \text{ kg/jam}$$

Sehingga air tambahan yang diperlukan

$$= (1.812,333 + 3,625 + 453,083 + 39.114,317) \text{ kg/jam}$$

$$= 41.383,358 \text{ kg/jam}$$



### 7.1.3. Air Untuk Berbagai Kebutuhan

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air sebagai berikut:

- Air untuk karyawan

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

(Sularso, 2004)

Diambil: 100 liter/orang.hari

Jumlah karyawan shift 160 orang

$$= 160 \text{ karyawan} \times \frac{100 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 666,667 \text{ liter/jam}$$

- Kantin

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

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

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

- Poliklinik

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

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

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

- Laboratorium & QC

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

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

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

- Masjid

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

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

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

**Tabel 7.1 Pemakaian Air untuk Berbagai Kebutuhan**

NO	Kebutuhan	Jumlah air (kg/jam)
1	Karyawan	666,667
2	Laboratorium	25
3	Kantin dan Tempat Ibadah	850
4	Poliklinik	125
Total		1.666,667

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

$$= 59.226,569 + 41.383,358 + 1.666,667 = 102.276,594 \text{ kg/jam}$$

Densitas air pada 30°C = 997,08 kg/m<sup>3</sup> .....(App A-2.3, Geankoplis, 1977)

$$\begin{aligned} \text{Debit air} &= \frac{102.276,594 \text{ kg/jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{1000 \text{ liter}}{1 \text{ m}^3} \\ &= 28,493 \text{ liter/detik} = 0,028 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

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

1. Screening

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

2. Klarifikasi

Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan di dalam air. Air dari screening dialirkan kedalam clarifier setelah diinjeksikan larutan alum (Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>) dan larutan soda abu (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>). Larutan alum berfungsi sebagai koagulan utama dan larutan soda abu sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dengan penyesuaian pH (basa) dan bereaksi substitusi dengan ion-ion logam membentuk senyawaan karbonat yang kurang/tidak larut.

Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok – flok yang akan mengendap ke dasar clarifier karena gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (overflow) yang selanjutnya akan masuk ke

tangki utilitas yang selanjutnya akan masuk ke penyaring pasir (sand filter) untuk penyaringan (filtrasi).

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

Perhitungan alum dan abu soda yang diperlukan :

Total kebutuhan air	: 102.276,594 kg/jam
Pemakain larutan alum	: 50 ppm
Pemakaian larutan abu soda	: $0,54 \times 50 = 27$ ppm
Larutan alum $Al_2(SO_4)_3$ yang dibutuhkan	: $50 \cdot 10^{-6} \times 102.276,594 \text{kg/jam}$ = 5,114 kg/jam
Larutan abu soda $Na_2CO_3$ yang dibutuhkan	: $27 \cdot 10^{-6} \times 102.276,594 \text{kg/jam}$ = 2,761 kg/jam

### 3. Filtrasi

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

- Lapisan I terdiri dari pasir hijau (green sand) setinggi 24 in = 60,96 cm
- Lapisan II terdiri dari antrasit setinggi 12,5 in = 31,75 cm
- Lapisan III terdiri dari batu kerikil (gravel) setinggi 7 in = 17,78 cm

(Metcalf & Eddy 1991)

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

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

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

Total kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi : 1.666,667 kg/jam

Kaporit yang digunakan direncanakan mengandung klorin 70 %

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

Total kebutuhan kaporit :  $(2 \cdot 10^{-6} \times 1.666,667) / 0,7 = 0,005$  kg/jam

#### 4. Demineralisasi

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

##### a. Penukar Kation (Cation Exchanger)

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

##### b. Penukar Anion (Anion exchanger)

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

#### Perhitungan Kesadahan

Pehitungan Kation

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

Total konsentrasi kation =  $20,790 + 26,290 + 0,004$   
= 47,084 mg/l = 0,0124 gr/gal

Jumlah air yang diolah = 102.276,594 kg/jam  
= 27.097,533 gal/jam

Kesadahan air olahan =  $0,0124 \text{ gr/gal} \times 27.097,533 \text{ gal/jam} \times 24$   
jam/hari  
= 8,064 kg/hari

#### Ukuran Cation Exchanger

Jumlah air yang diolah = 102.276,594 gal/jam

Total kesadahan air = 8,064 kg/hari

Dari tabel 12.4, Nalco (1979), diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft<sup>2</sup>
- Jumlah penukar kation = 1 unit

### Volume resin yang diperlukan

Dari tabel 12.2, Nalco (1979), diperoleh:

- Kapasitas resin = 20 kg/ft<sup>3</sup>
- Kebutuhan regenerant = 6 lb NaCl / ft<sup>3</sup> resin
- Kebutuhan resin =  $\frac{8,064 \text{ kg/hari}}{20 \text{ kg/ft}^3} = 0,403 \text{ ft}^3/\text{hari}$
- Direncanakan tinggi resin = 2,5 ft (Nalco,1979)
- Volume resin = 2,5 ft x 3,14 ft<sup>2</sup> = 7,85 ft<sup>3</sup>
- Waktu regenerasi =  $\frac{7,85 \times 20}{8,064} = 19,469 \text{ hari} = 20 \text{ hari}$
- Kebutuhan regenerant H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> =  $8,064 \text{ kg/jam} \times \frac{6 \text{ lb/ft}^3}{20 \text{ kg/ft}^3}$   
= 2,419 lb/hari  
= 1,097 kg/hari

### Perhitungan Anion

Air mengandung anion Cl<sup>-</sup>, SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>, bikarbonat masing-masing 11,08 mg/l; 99,36 mg/l dan 84,520 mg/l. (William, 1986)

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

$$\begin{aligned} \text{Total anion dalam air} &= 0,0515 \text{ gr/gal} \times 27.097,533 \text{ gal/jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 33,493 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

### Ukuran Anion Exchanger

$$\text{Jumlah air yang diolah} = 27.097,533 \text{ gal/jam}$$

$$\text{Total kesadahan air} = 8,064 \text{ kg/hari}$$

Dari tabel 12.4, Nalco (1979), diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft<sup>2</sup>
- Jumlah penukar kation = 1 unit

### Volume resin yang diperlukan

Dari tabel 12.7, Nalco (1979), diperoleh:

Volume resin yang diperlukan

- Kapasitas resin = 12 kg/ft<sup>3</sup>

- Kebutuhan regenerant = 5 lb NaOH / ft<sup>3</sup> resin

Kebutuhan resin =  $\frac{33,495}{12} = 2,791 \text{ ft}^3/\text{hari}$

Direncanakan tinggi resin = 2,5 ft (Nalco,1979)

Volume resin = 2,5 ft x 3,14 ft<sup>2</sup> = 7,85 ft<sup>3</sup>

Waktu regenerasi =  $\frac{7,85 \times 12}{33,493} = 2,813 \text{ hari} = 3 \text{ hari}$

Kebutuhan regenerant NaOH =  $33,493 \times \frac{5}{12} = 13,955 \text{ kg/hari} = 6,329 \text{ lb/hari}$

### 5. Deaerasi

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

Pada proses deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan korosi. Selain itu deaerator juga berfungsi sebagai preheater, mencegah perbedaan suhu yang mencolok antara air make-up segar dengan suhu air dalam boiler. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan pemanas listrik.

## 7.2. Unit Pembangkit Steam

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

**Tabel 7.2 Kebutuhan Uap Sebagai Media Pemanas Pada Berbagai Alat**

No	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	Reaktor	6.945,000
2	Netralizer	1.921,152
3	Evaporator 1	937,973
4	Fermentor	111,920
5	Tangki Strerilisasi	300,569
6	Decanter	96,513
7	Evaporator 2	739,665
Total		11.052,792

Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 30 % (Perry, 1999) maka :  
 Total steam yang dibutuhkan = (1 + faktor keamanan) x Kebutuhan uap  
 = (1,3) x 11.052,792 kg/jam = 14.368,630 kg/jam.

Diperkirakan 80% kondensat dapat digunakan kembali (Evans,1978),  
 sehingga: Kondensat yang digunakan kembali = 80% x 14.368,630 kg/jam  
 = 11.494,904 kg/jam

Kebutuhan air tambahan untuk ketel = 20% x 11.494,904 kg/jam  
 = 2.298,981 kg/jam

## 7.3. Unit Pembangkit Listrik

**Tabel 7.3 Perincian Kebutuhan Listrik**

No.	Pemakaian	Jumlah (hP)
1.	Unit proses	185
2.	Unit utilitas	150
3.	Ruang kontrol dan Laboratorium	30
4.	Bengkel	50
5.	Penerangan dan perkantoran	35
Total		450

Total kebutuhan listrik = 450 Hp x 0,7457 kW/HP = 335,565 kW

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

$$\text{Daya output generator} = \frac{335,565}{0,8} = 419,456 \text{ kW}$$

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

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

#### 7.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

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

Kebutuhan bahan bakar untuk generator adalah sebagai berikut :

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

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

Daya generator = 419,456 kW (Data Total Kebutuhan Listrik)  
= 1.431.244,29 Btu/jam

Jumlah Bahan Bakar (solar)

$$= \frac{1.431.244,29 \text{ Btu/jam}}{19.860 \text{ Btu/lbm}} \times 0,45359 \text{ kg/lb} = 19,61 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Solar} = \frac{19,61 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/L}} = 36,729 \text{ Liter / jam}$$

#### Untuk bahan bakar ketel uap

Uap yang dihasilkan ketel uap = 14.368,630 kg/jam

Panas laten steam pada,  $\lambda$  = 551,2225 kkal/kg (Reklaitis, 1983)  
= 2187,3909 Btu/kg

Panas yang dibutuhkan = 14.368,630 kg/jam  $\times$  2187,3909 Btu/kg  
= 31.429.809,633 Btu/jam

Jumlah bahan bakar = (31.429.809,633 Btu/jam)/(261,573 Btu/ft<sup>3</sup>)  
= 120.156,934 ft<sup>3</sup>/jam  
= 459,363 liter/jam



## 7.5. Unit Pengolahan Limbah

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

Sumber – sumber limbah pada pabrik pembuatan kalsium laktat meliputi :

1. Limbah cair-padat hasil pencucian peralatan pabrik

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

2. Limbah dari pemakaian air domestik

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

3. Limbah cair dari laboratorium

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

### Perhitungan untuk Sistem Pengolahan Limbah

Diperkirakan jumlah air buangan pabrik adalah sebagai berikut :

1. Pencucian peralatan pabrik

Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik diasumsikan sebesar 500 liter/jam

2. Domestik dan Kantor

Diperkirakan air buangan tiap orang untuk :

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

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

Jadi, jumlah limbah domestik dan kantor :

$$= 160 \times (20 + 10) \text{ ltr/hari} \times 1 \text{ hari} / 24 \text{ jam} = 200 \text{ ltr/jam}$$

3. Laboratorium

Limbah cair dari laboratorium diasumsikan sebesar 20 liter/jam

$$\text{Total buangan air} = 500 + 200 + 50 = 750 \text{ liter/jam} = 0,750 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Limbah pabrik yang mengandung bahan organik mempunyai pH = 5 (Hammer, 1998). Limbah pabrik yang terdiri dari bahan – bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6. Untuk menetralkan limbah digunakan soda abu ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). Kebutuhan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  untuk menetralkan pH air limbah adalah 12 mg  $\text{Na}_2\text{CO}_3/\text{L}$  air (Kep – 42/MENLH/10/1998).

Jumlah air buangan = 750 ltr/jam.

Kebutuhan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  :

$$\begin{aligned} &= (750 \text{ ltr/jam}) \times (12 \text{ mg/l}) \times (1 \text{ kg}/10^6 \text{ mg}) \\ &= 0,009 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### 7.5.1. Bak Penampungan (BP)

Fungsi : Tempat menampung air buangan sementara

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Laju volumetrik air buangan =  $0,750 \text{ m}^3/\text{jam}$

Waktu penampungan air buangan = 10 hari

Volume air buangan =  $0,750 \times 10 \times 24 = 180,000 \text{ m}^3$

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

$$\text{Volume bak (v)} = \frac{180,000}{0,9} = 200,000 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

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

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

Maka : volume bak = p x l x t

$$200,000 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

$$l = 4,642 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{panjang bak (p)} = 2 \times l = 2 \times 4,642 = 9,283 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak (l)} = 4,642 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak (t)} = 4,642 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak} = 43,089 \text{ m}^2$$

### 7.5.2. Bak Pengendapan Awal

Fungsi : Menghilangkan padatan dengan cara pengendapan

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Laju volumetrik air buangan =  $0,750 \text{ m}^3/\text{jam} = 18,000 \text{ m}^3/\text{hari}$

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

Volume air buangan =  $18,000 \text{ m}^3/\text{hari} \times 2 \text{ hari} = 36,000 \text{ m}^3$

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

Volume bak (v) =  $\frac{36,000}{0,9} = 40,000 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

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

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

Maka : volume bak = p x l x t

$40,000 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$

$l = 2,714 \text{ m}$

Sehingga,

Panjang bak (p) =  $2 \times l = 2 \times 2,714 = 5,429 \text{ m}$

Lebar bak (l) = 2,714 m

Tinggi bak (t) = 2,714 m

Luas bak =  $14,736 \text{ m}^2$

### 7.5.3. Bak Netralisasi

Fungsi : Tempat menetralkan pH limbah

Laju volumetrik air buangan =  $0,750 \text{ m}^3/\text{jam}$

Waktu penampungan air buangan = 3 hari

Volume air buangan =  $0,750 \times 3 \times 24 = 54,000 \text{ m}^3$

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

Volume bak (v) =  $\frac{54,000}{0,9} = 60,000 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

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

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

$$\begin{aligned} \text{Maka : volume bak} &= p \times l \times t \\ 60,000 \text{ m}^3 &= 21 \times 1 \times 1 \\ l &= 3,107 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{panjang bak (p)} &= 2 \times l = 2 \times 3,107 = 6,35 \text{ m} \\ \text{Lebar bak (l)} &= 3,107 \text{ m} \\ \text{Tinggi bak (t)} &= 3,107 \text{ m} \\ \text{Luas bak} &= 19,310 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

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

Proses lumpur aktif merupakan proses aerobis di mana flok biologis (lumpur yang mengandung biologis) tersuspensi di dalam campuran lumpur yang mengandung O<sub>2</sub>. Biasanya mikroorganisme yang digunakan merupakan kultur campuran. Flok biologis ini sendiri merupakan makanan bagi mikroorganisme ini sehingga akan diresirkulasi kembali ke tangki aerasi.

Data :

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik (Q)} &= 0,750 \text{ m}^3/\text{jam} = 750 \text{ Ltr/jam} = 18,000 \text{ Ltr/hari} \\ \text{BOD}_5 (S_0) &= 783 \text{ mg/Ltr} \quad (\text{Beckart Environmental, Inc.,2004}) \\ \text{Efisiensi (E)} &= 95 \% \dots\dots\dots (\text{Metcalf \& Eddy, 1991}) \\ \text{Koefisien cell yield (Y)} &= 0,8 \text{ mg VSS/mg BOD}_5 \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991}) \\ \text{Koefisien endogenous decay (Kd)} &= 0,025 / \text{hari} \dots\dots\dots (\text{Metcalf \& Eddy,1991}) \\ \text{Mixed liquor suspended solid} &= 441 \text{ mg/Ltr} (\text{Beckart Environmental, Inc.,2004}) \\ \text{Mixed liquor volatile suspended solid (x)} &= 353 \text{ mg/Ltr} (\text{Beckart Environmental, Inc.,2004}) \end{aligned}$$

Direncanakan:

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

##### 1. Penentuan BOD Effluent (S)

$$\begin{aligned} E &= \frac{S_0 - S}{S_0} \times 100 \dots\dots\dots (\text{Metcalf \& Eddy, 1991}) \\ 95 &= \frac{783 - S}{783} \times 100 = 12,50 \text{ mg/Ltr} \\ S &= 39,15 \end{aligned}$$

2. Penentuan Volume Bak Aerasi (Vr)

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

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

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

3. Penentuan Ukuran Bak Aerasi

Direncanakan :

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

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

Maka volume bak adalah

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

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

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

Jadi, ukuran kolam aerasi sebagai berikut :

Panjang (p) = 2 x 2,455 = 4,911 m

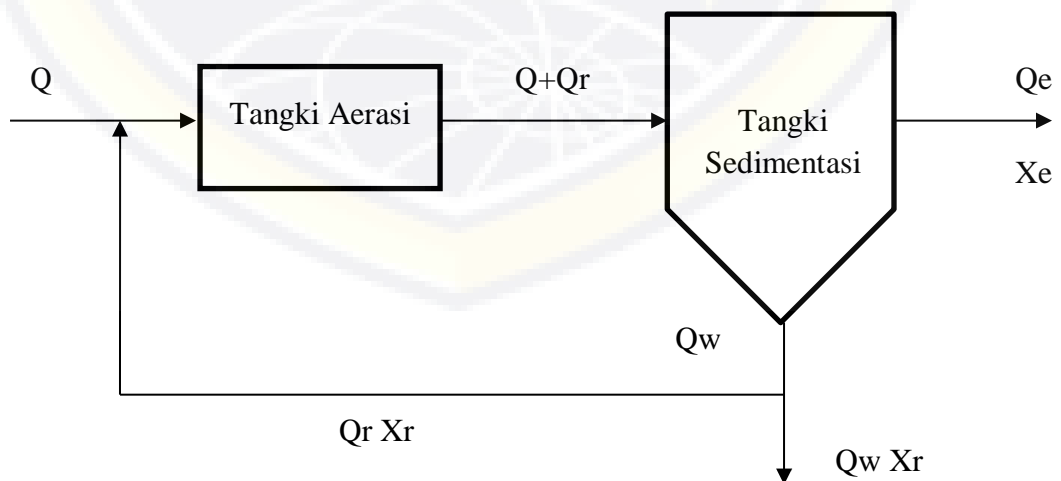
Tinggi (t) = l = 2,455 m

Faktor kelonggaran = 0,5 m diatas permukaan air.

(Metcalf & Eddy, 1991)

Tinggi = 0,5 + 2,455 = 2,955 m

4. Penentuan Jumlah Flok yang Diresirkulasi (Qr)



Asumsi :

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

$X_e$  = Konsentrasi volatile suspended solid pada effluent

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

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

$X_r$  = Konsentrasi volatile suspended solid pada waste sludge

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

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

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

$$P_x = Y_{\text{obs}} \times Q \times (S_0 - S) \dots\dots\dots (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

Dimana :

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

$Y_{\text{obs}}$  = Observed yield (gr/gr)

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

$$\begin{aligned} P_x &= Y_{\text{obs}} \times Q \times (S_0 - S) \\ &= (0,64) \times (31.700,4 \text{ m}^3/\text{hari}) \times (783 - 39,15) \text{ mg/Ltr} \\ &= 15.091.419,2256 \text{ m}^3 \cdot \text{mg/l.hari} \end{aligned}$$

Neraca massa pada tangki sedimentasi

Akumulasi = jumlah massa masuk – jumlah massa keluar

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

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

$$\begin{aligned} Q_r &= \frac{QX(0,001-1) + P_x}{X} \\ &= 11.083,1962 \text{ gal/hari} = 41,9548 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

5. Penentuan waktu tinggal di bak aerasi ( $\theta$ )

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{V_r}{Q + Q_r} \\ &= 0,9933 \text{ hari} = 1 \text{ hari} \end{aligned}$$

6. Penentuan daya yang dibutuhkan

Tipe aerator yang digunakan : Surface aerator

Kedalaman air : 7,2986 m

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

### 7.5.5. Tangki Sedimentasi

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

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik air} &= (31.700 + 11.083,1962) \text{ gal/hari} \\ &= 42.783,5962 \text{ gal/hari} = 161,9548 \text{ m}^3/\text{hari} \\ \text{Diperkirakan kecepatan overflow maksimum} &= 33 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari} \dots\dots (\text{Perry, 1999}) \\ \text{Waktu tinggal air} &= 2 \text{ jam} = 0,083 \text{ hari} \dots\dots\dots (\text{Perry, 1999}) \\ \text{Volume tangki (V)} &= 161,9548 \text{ m}^3/\text{hari} \times 0,083 \text{ hari} = 13,49623 \text{ m}^3 \\ \text{Luas tangki (A)} &= (161,9548 \text{ m}^3/\text{hari}) / (33 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}) \\ &= 4,907 \text{ m}^2 \\ A &= \frac{1}{4} \pi D^2 \\ D &= (4A/\pi)^{1/2} \\ &= (4 \times 4,9077 / 3,14)^{1/2} = 3,1259 \text{ m} \\ \text{Kedalaman tangki, H} &= V/A = 13,4962 / 4,9077 = 2,75 \text{ m} \\ \text{Diperkirakan faktor kelonggaran tangki 30\%} \\ \text{Maka: Tinggi tangki} &= H \times 1,3 \\ &= 2,75 \times 1,3 \\ &= 3,575 \text{ m} \end{aligned}$$

## Spesifikasi Peralatan Utilitas

### 1. Screening (SC)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang besar.

Jenis : Bar screening

Bahan konstruksi : Stainless steel

Ukuran screening :

Lebar : 2 m

Panjang : 2 m

### 2. Pompa Screening (PU-01)

Fungsi : Memompakan air dari sungai ke bak pengendapan

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : Commercial steel

Diameter luar : 8,625 in

Daya pompa : 8,569 Hp

### 3. Bak Sedimentasi (BS)

Fungsi : Untuk mengendapkan lumpur yang terikat dengan air.

Jenis : Grift Chamber Sedimentation

Aliran : Horizontal sepanjang bak sedimentasi

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Kebutuhan : 3 hari

Volume bak : 7.386,480 m<sup>3</sup>

### 4. Pompa Sedimentasi (PU-02)

Fungsi : Memompakan air dari bak pengendapan ke clarifier

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : Commercial steel

Diameter luar : 8,625 in

Daya pompa : 8,569 Hp

### 5. Tangki Pelarutan Alum, Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> (TP - 01)

Fungsi : Tempat melarutkan aluminium sulfat Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> 30 %

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C

Diameter tangki : 2,397 m



Tinggi silinder : 2,397 m

Tinggi tangki : 1,997 m

Daya pengaduk : 3 hp

#### **6. Pompa Alum (PU-03)**

Fungsi : Memompakan larutan alum dari tangki pelarutan alum ke clarifier

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : Commercial steel

Diameter luar : 0,405 in

Daya pompa : 1/4 Hp

#### **7. Tangki Pelarutan Soda Abu (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) (TP – 02)**

Fungsi : Tempat melarutkan natrium karbonat, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30 %

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C

Diameter tangki : 1,969 m

Tinggi tangki : 1,969 m

Daya pengaduk : 1,5 hp

#### **8. Pompa Soda Abu (PU-04)**

Fungsi : Memompakan larutan soda abu dari tangki pelarutan soda abu ke clarifier

Jenis : Pompa injeksi

Bahan konstruksi : Commercial steel

Diameter luar : 0,405 in

Daya pompa : 1/4 Hp

#### **9. Clarifier (CL)**

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53, Grade B

Diameter clarifier : 8,440 m

Tinggi clarifier : 12,660 m

Daya pengaduk : 5 hp

#### **10. Pompa Clarifier (PU-05)**

Fungsi : Memompakan air dari clarifier ke unit filtrasi

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Diameter luar : 8,625 in

Daya pompa : 8,569 Hp

#### **11. Tangki Filtrasi (TF)**

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari clarifier

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Diameter tangki : 2,480 m

Tinggi tangki : 7,439 m

#### **12. Pompa Filtrasi (PU-06)**

Fungsi : Memompakan air dari tangki filtrasi ke menara air

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan konstruksi : Commercial steel

Diameter luar : 8,625 in

Daya pompa : 8,569 Hp

#### **13. Menara Air Pendingin (Water Cooling Tower)/ WCT**

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas dari temperatur 60°C menjadi 25°C

Jenis : Mechanical Draft Cooling Tower

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53 Grade B

Kapasitas air : 265,210 gal/menit

Daya : 6 Hp

#### **14. Pompa Menara Air Pendingin (PU-10)**

Fungsi : Memompakan air pendingin bekas ke WCT

Jenis : Pompa Centrifugal

Bahan konstruksi : commercial steel

Daya pompa : 4,956 Hp

### **15. Menara Air (MA)**

Fungsi : Menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain, dan sebagian dipakai sebagai air domestik.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Diameter tangki : 9,221 m

Tinggi tangki : 11,065 m

### **16. Pompa Menara Air (PU-07)**

Fungsi : Memompakan air dari menara air ke unit-unit yang lain.

Jenis : Pompa Centrifugal

Bahan konstruksi : Commercial steel

Diameter luar : 8,625 in

Daya pompa : 8,569 Hp

### **17. Penukar Kation (Cation Exchanger)/ CE**

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Tinggi : 3,497 ft

### **18. Tangki Pelarutan Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) (TP-03)**

Fungsi : Tempat membuat larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50 %.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53 grade B.

Diameter tangki : 1,324 m

Tinggi tangki : 0,993 m

Daya motor : 16,944 Hp

### **19. Tangki Pelarutan NaOH (TP-04)**

Fungsi : Tempat membuat larutan NaOH 10 %

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283, grade C

Diameter tangki : 1,452 m

Tinggi tangki : 2,178 m

Daya motor : 1,167 Hp

## **20. Pompa Cation Exchanger (PU-08)**

Fungsi : Memompa air dari cation exchanger ke anion exchanger.

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial steel

Diameter luar : 8,625 in

Daya pompa : 8,569 Hp

## **21. Penukar Anion (Anion Exchanger)/ AE**

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air

Tipe : silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Tebal shell : 0,139 in

## **22. Tangki Kaporit (TP-05)**

Fungsi : Tempat membuat larutan tangki Kaporit

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283, grade C

Diameter tangki : 0,176 m

Tinggi tangki : 0,265 m

## **23. Deaerator (DE)**

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53, Grade B

Diameter tangki : 4,834 m

Tinggi tangki : 3,625 m

## **24. Pompa Deaerator (PU-09)**

Fungsi : Untuk memompakan air dari deaerator ke ketel uap

Jenis : Centrifugal pump

Bahan Konstruksi: Commercial steel

Diameter luar : 4,500 in

Daya pompa : 0,2 Hp

## 25. Ketel Uap (KU)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Water tube boiler

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Spesifikasi tube :

- Panjang tube, L : 12 ft

- Diameter tube : 3 in

- Jumlah tube : 45 buah

Daya : 49,681 Hp



## **BAB VIII. LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES**

### **8.1 Lokasi Pabrik**

Penentuan lokasi pada perencanaan suatu pabrik sebaiknya perlu ditinjau terlebih dahulu faktor-faktor yang mempengaruhi letak dari pabrik tersebut karena pengaruhnya sangat besar terhadap perkembangan pabrik dikemudian hari. Oleh karena itu dalam penentuan lokasi pabrik perlu dipertimbangkan beberapa faktor utama untuk menentukan lokasi pabrik yang paling tepat dan ditentukan pula beberapa faktor sehingga dapat menguntungkan baik ditinjau dari segi kelancaran atau tindakan operasi pabrik yang bersangkutan.

Beberapa faktor yang dapat diperlukan pada penentuan lokasi pabrik yang dianggap penting antara lain :

#### **1. Faktor Utama**

##### **a. Bahan Baku**

Lokasi pabrik kalsium laktat dipilih dekat dengan bahan baku, ini merupakan faktor yang dianggap sangat penting dalam penentuan lokasi. Dilihat dari segi bahan baku yang digunakan, maka suatu perencanaan pabrik itu sebaiknya didirikan di daerah dimana sumber bahan baku tersedia, sehingga masalah pengadaan dapat diatasi.

Hal-hal yang perlu ditinjau mengenai bahan baku sebagai berikut :

- Dimana letak sumber bahan baku tersebut.
- Kapasitas sumber bahan baku.
- Bagaimana cara memperoleh dan cara pengangkutan ke lokasi pabrik.
- Mengenal kualitas bahan baku yang ada, apakah memenuhi syarat.
- Bagaimana kemungkinan-kemungkinan untuk mendapatkan sumber yang lain dan apakah masih ada bahan lain yang dapat digunakan sebagai bahan pengganti.

##### **b. Daerah Pemasaran**

Lokasi pabrik dipilih dekat dengan daerah pemasaran, ini merupakan faktor yang perlu mendapat perhatian dalam industri. Karena berhasil tidaknya pemasaran dari suatu industri sangat menentukan besarnya penghasilan industri tersebut.

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Dimana hasil produksi dapat dipasarkan.
  - Beberapa kemampuan daya serap pasar dan bagaimana pemasarannya di masa yang akan datang.
  - Pengaruh saringan yang ada.
  - Jarak pemasaran dari lokasi pabrik dan bagaimana caranya mencapai daerah pemasaran tersebut.
- c. Tenaga Listrik dan Bahan Bakar
- Mengenai tenaga listrik dan bahan bakar sehubungan dengan pemilihan lokasi pabrik, yang perlu diperhatikan adalah :
- Bagaimana kemungkinan pengadaan terhadap tenaga listrik di daerah lokasi pabrik serta kemungkinan memperolehnya dari PLN.
  - Beberapa tenaga listrik dan bahan bakar.
  - Kemungkinan tercapai polusi udara.
- d. Tenaga Kerja
- Sebelum kita menentukan lokasi pabrik, masalah tenaga kerja perlu diperhatikan, agar jangan sampai menghambat kerja pabrik, dengan mengadakan peninjauan, perlu diperhatikan adalah :
- Mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang terampil dan ahli disekitar daerah itu.
  - Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah itu.
  - Harus mengetahui hal-hal mengenai perburuhan dan serikat buruh.
  - Bagaimana dengan perumahan-perumahan tenaga kerja tersebut, jauh atau cukup dengan lokasi pabrik.
- e. Undang-undang dan Peraturan
- Hal-hal yang perlu diperhatikan :
- Bagaimana ketentuan-ketentuan mengenai penentuan daerah-daerah industri.
  - Ketentuan-ketentuan mengenai jalan umum bagi industri di daerah tersebut.

f. Karakteristik dari Lokasi yang Dipilih

- Susunan tanahnya, daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi jalan serta pengaruh air.
- Penyediaan fasilitas tanah untuk perluasan atau pengembangan unit baru.
- Harga tanah.

g. Faktor Lingkungan dan Sekeliling

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Adat istiadat, kebudayaan di daerah lokasi.
- Fasilitas perumahan, sekolah dan tempat ibadah.
- Keadaan fasilitas kesehatan, rekreasi dan ongkos biaya yang ada.

h. Pengontrolan Terhadap Bahaya Banjir dan Kebakaran

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Apakah pabrik berada di luar jangkauan bahaya kebakaran.
- Bagaimana kecepatan angin dan arahnya, perlu dipelajari situasi terburuk yang pernah terjadi di tempat itu.
- Bagaimana kemungkinan perluasan pabrik dimasa yang akan datang.

2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Penentuan lokasi yang tepat banyak faktor yang mempengaruhinya sehingga perlu diperhatikan faktor transportasi tersebut baik untuk bahan bakar maupun produk yang dihasilkan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh truk dengan jalan atau jarak terdekat.
- Sungai dan laut yang dapat dilalui kapal pengangkut serta pelabuhan yang sudah ada
- Pada dasarnya yang penting adalah kelancaran suplai bahan-bahan baku dan penyalur produk dapat dijamin dengan biaya yang relatif murah dan waktu yang singkat.



b. *Waste Disposal*

Bila bangunan pabrik berbahaya bagi kesehatan dan kehidupan disekitar lokasi pabrik, maka hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Hukum dan peraturan mengenai *waste disposal* yang ada.
- Kemungkinan pembuangan ke dalam aliran sungai atau saluran.
- Bagaimana penyediaan tenaga listrik dan bahan bakar dimasa mendatang pada waktu sekarang. Untuk memenuhi kebutuhan tenaga listrik dan bahan bakar, Pabrik Kalsium Laktat yang direncanakan ini tenaga listriknya didapatkan dari PLN, bahan bakar didapatkan dari Pertamina, sedangkan kebutuhan steam diperoleh dari Utilitas.

c. Sumber Air

Bagi industri kimia, air adalah kebutuhan proses dan operasi. Air pendingin, steam dan air minum dapat diperoleh dari dua macam cara yaitu :

- Langsung dari sumber air. Misalnya : sungai, danau dan lain-lain.
- Dari perusahaan air minum.

Apabila kebutuhan air sangat besar maka pengambilan air dari sumber air adalah lebih efisien. Walaupun segi penyediaan air terpenuhi harus diperhatikan juga antara lain :

- Sampai berapa jauh sumber air itu melayani pabrik.
- Bagaimana kualitas air yang dapat disediakan.
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air.

d. Iklim dan Alam Sekitar

Hal-hal yang dapat diperhatikan adalah bagaimana keadaan alamnya, karena alam yang menyulitkan konstruksi akan mempertinggi ongkos konstruksi.

Berdasarkan pertimbangan faktor tersebut di atas maka pemilihan lokasi pabrik yang akan didirikan di Provinsi Sulawesi Selatan, Kabupaten Maros, Kec. Moncong Loe. Lokasi ini dipilih karena mudah dalam mendapatkan bahan baku, sumber air, tenaga kerja dan pemasaran.

## 8.2 Tata Letak Pabrik

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

Dalam perencanaan tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai adalah :

- a. Membarikan garis kerja bagi karyawan
- b. Memberikan efisiensi kerja bagi karyawan
- c. Memberikan keselamatan kerja yang lebih baik.
- d. Memudahkan pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Menekan biaya produksi serendah mungkin.

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

- a. Cara meletakkan peralatan harus sedemikian rupa sehingga mempermudah pemeliharaannya.
- b. Diusahakan alat yang sejenis dikumpulkan menjadi satu kelompok sesuai dengan fungsinya.
- c. Jarak peralatan satu dengan yang lainnya harus diatur sedemikian rupa sehingga aman dalam pengoperasiannya.
- d. Faktor keselamatan kerja harus diperhatikan agar bahaya dapat dihindari.
- e. Efisiensi pabrik dari segi penghematan energi, tenaga kerja maupun tempat, maka tidak dilakukan pemisahan antara unit proses lainnya.

Tata Letak Pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama yaitu :

- a. Daerah Proses

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

- b. Daerah Penyimpanan (*Storage*)

Daerah ini merupakan tempat penyimpanan produk yang siap dipasarkan.

c. Daerah Pemeliharaan Peralatan dan Bangunan Pabrik

Daerah ini merupakan tempat melakukan kegiatan perbaikan atau perawatan peralatan (bengkel) untuk melayani permintaan perbaikan dari alat-alat dan bangunan pabrik.

d. Daerah Utilitas

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

e. Daerah Administrasi

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

f. Daerah Persediaan

Daerah ini berguna untuk keperluan perluasan pabrik di masa mendatang. Daerah perluasan ini terletak di bagian belakang pabrik.

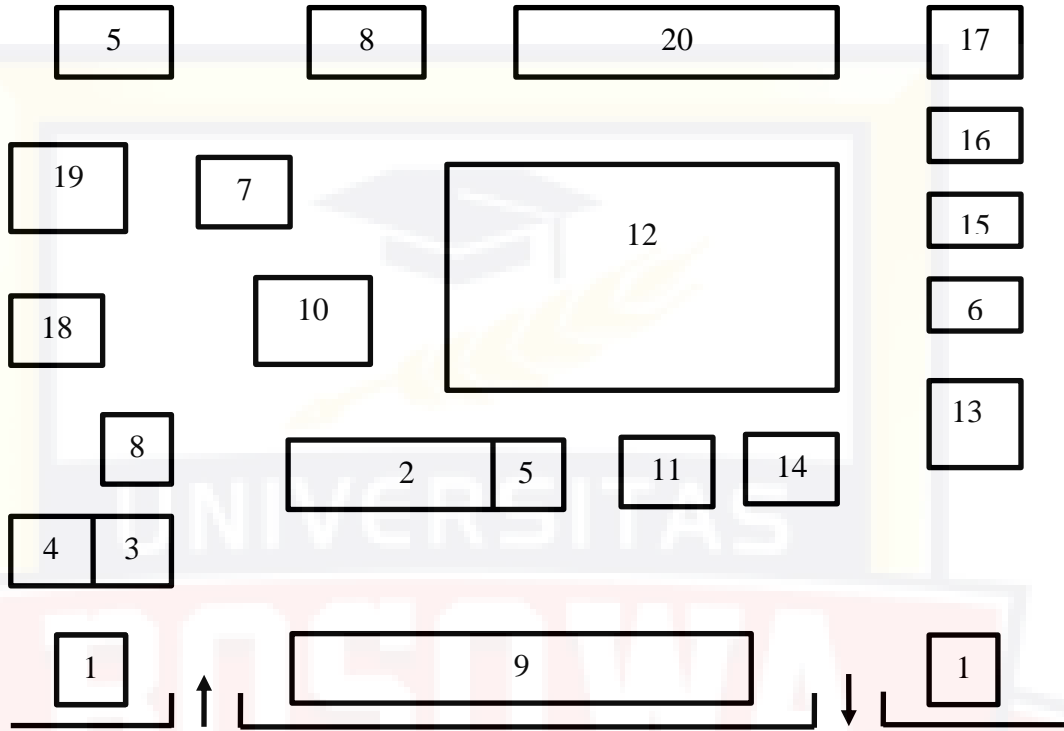
g. Daerah *Service* atau Pelayanan Pabrik

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

h. Jalan Raya

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

Untuk lebih jelasnya tentang tata letak lokasi pabrik ini dapat dilihat pada gambar 8.1 di bawah ini :



Gambar 8.2 Tata Letak Pabrik

Keterangan gambar :

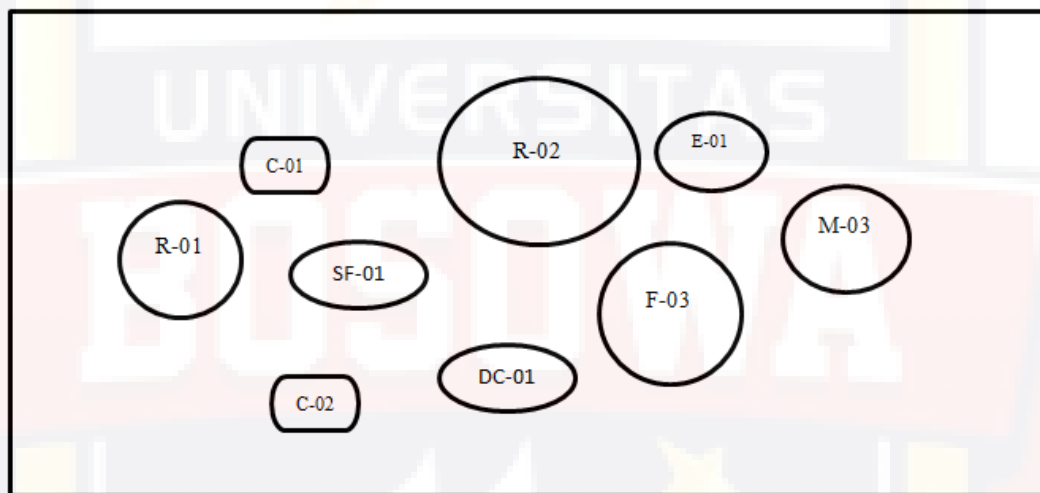
- |                       |                        |
|-----------------------|------------------------|
| 1. Pos Jaga           | 11. Laboratorium       |
| 2. Kantor             | 12. Daerah Proses      |
| 3. Gedung Serba Guna  | 13. Gudang Produk      |
| 4. Tempat Ibadah      | 14. Ruang Kontrol      |
| 5. Toilet             | 15. Pembangkit Listrik |
| 6. Koperasi           | 16. Gudang Peralatan   |
| 7. Poliklinik         | 17. Bengkel            |
| 8. Kantin             | 18. Lapangan Olahraga  |
| 9. Tempat Parkir      | 19. Mess Karyawan      |
| 10. Gudang Bahan Baku | 20. Area Pengembangan  |

### 8.3 Tata letak Peralatan

Perencanaan tata letak peralatan pabrik khususnya terkoordinasi dengan memperhatikan beberapa faktor antara lain adalah :

1. Peralatan diupayakan untuk mempermudah proses produksi.
2. Penanganan bahan baku dan produk dapat berajalan dengan efektif dan efisien.
3. Investasi untuk peralatan transportasi serendah-rendahnya.
4. Tersedianya ruang gerak yang cukup.
5. Keselamatan kerja.

Berikut beberapa tata letak peralatan proses :



Gambar 8.3 Tata Letak Peralatan Proses

Keterangan:

1. Reaktor (R-01)
2. Cooler (C-01)
3. Sentrifugal (SF-01)
4. Evaporator (E-01)
5. Mixer (M-03)
6. Netralizer (R-02)
7. Fermentor (F-01)
8. Decanter (DC-01)
9. Cooler (C-02)

Adapun beberapa peralatan proses :

1. Gudang bahan baku (G-01)
2. Belt conveyor (BC-01)
3. Mesin penghancur
4. Belt conveyor (BC-02)
5. Tangki air (T-01)
6. Pompa air (P-01)
7. Tangki HCl (T-02)
8. Pompa HCl (P-02)
9. Mixer (M-01)
10. Pompa mixer (P-03)
11. Reaktor (R-01)
12. Pompa reaktor (P-04)
13. Cooler (C-01)
14. Pompa cooler (P-05)
15. Sentrifugal (SF-01)
16. Pompa bak penampung-01 (P-06)
17. Bak penampung-01 (BP-01)
18. Pompa sentrifugal (P-07)
19. Tangki air (T-03)
20. Pompa air (P-08)
21. Tangki NaOH (T-04)
22. Pompa NaOH (P-09)
23. Mixer (M-02)
24. Pompa mixer-02 (P-10)
25. Netralizer (R-02)
26. Pompa netralizer (P-11)
27. Membrane reverse osmosis (MRO)
28. Pompa bak penampung (P-12)
29. Bak penampung-02 (BP-02)
30. Pompa MRO (P-13)
31. Evaporator (E-01)
32. Pompa evaporator (P-14)
33. Cooler (C-02)
34. Pompa cooler-02 (P-15)
35. Mixer (M-03)
36. Pompa mixer (P-16)
37. Fermentor (F-01)
38. Pompa sentrifugal (P-17)
39. Tangki sterilisasi (TS-01)
40. Pompa tangki sterilisasi (P-18)
41. Cooler (C-03)
42. Pompa cooler (P-19)
43. Tangki air (T-05)
44. Pompa air (P-20)
45. Tangki  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  (T-06)
46. Pompa  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  (P-21)
47. Mixer (M-04)
48. Pompa mixer (P-22)
49. Decanter (DC-01)
50. Pompa decanter ke niagara press
51. Pompa decanter ke evaporator
52. Niagara press (FP-01)
53. Pompa Niagara press ke bak penampung
54. Bak penampung (BP-03)
55. Pompa Niagara filter press ke evaporator
56. Evaporator (E-02)
57. Bent conveyor (BC-03)
58. Rotary cooler (RC)
59. Belt conveyor (BC-04)
60. Gudang bahan produk (G-02)

## **BAB IX. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN**

Berdasarkan rencana produksi dari pabrik dengan kapasitas produksi 7.000 ton/tahun perusahaan ini cukup besar. Oleh karena itu perlu suatu sistem organisasi yang akan mengatur mekanisme kerja di dalam perusahaan/pabrik serta memecahkan masalah-masalah yang muncul di dalam perusahaan atau dengan kata lain suatu bentuk perusahaan harus memiliki sifat yang dinamis, yang berarti perusahaan itu harus dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan untuk mencapai tujuan yang maksimum.

### **9.1 Bentuk Perusahaan**

Sesuai dengan keadaan dan kebutuhan perusahaan, maka pabrik Kalsium Laktat ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Adapun alasan pemilihan bentuk ini adalah :

1. Bentuk perusahaan ini mudah mendapatkan modal, yaitu selain dari bank juga bisa diperoleh dari penjualan saham.
2. Tanggung Jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pemimpin perusahaan, dimana kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan.

### **9.2 Sistem Organisasi Perusahaan**

Organisasi perusahaan menggunakan sistem *Staff and line* (sistem garis), Hal ini disesuaikan kapasitas pabrik yang relatif rendah. Dengan sistem ini hanya ada satu otoritas garis di mana terdapat seorang atasan dan beberapa orang bawahannya. Dalam hal ini perintah (kebijaksanaan perusahaan) mengalir dari atas (direktur) ke bawahannya (karyawan).

Alasan pemakaian sistem ini adalah :

1. Hanya ada satu pimpinan hingga diperoleh suatu kesatuan antara pimpinan dan perintahnya, maka disiplin kerja lebih terjamin. Tidak terjadi simpang siur dalam menerima perintah atau menjalankan kerja.
2. Penempatan karyawan sesuai bidangnya masing-masing.

a. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan Dan Upah Buruh

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Pelaksana menggunakan rentang kendali = 4-8.

Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pembangunan Pabrik Kalsium Laktat dalam tabel berikut ini :

Tabel 9.1. Karyawan Non-Shift

Jumlah Tenaga Kerja		
No.	Karyawan Non Shift Jabatan	Jumlah Karyawan
1.	Direktur Utama	1 orang
2.	Sekretaris	1 orang
3.	Staff Ahli	1 orang
4.	Direktur Adm & keuangan	1 orang
5.	Direktur teknik & Produksi	1 orang
6.	Kepala Departement	3 orang
7.	Kepala Bagian	6 orang
8.	Supervisor	7 orang
9.	Foreman	12 orang
10.	Dokter	1 orang
11.	Sekretaris gol.1	2 orang
12.	Sekretaris gol.2	5 orang
13.	Karyawan gol.1	7 orang
14.	Karyawan gol.2	15 orang
15.	Karyawan khusus	60 orang
16.	Karyawan lain-lain	37 orang

Karyawan Shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan serta kelancaran produksi. Kelompok kerja shift ini dibagi menjadi 3 shift sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok dimana setiap hari 3 kelompok bertugas dan 1 kelompok istirahat.

Aturan adanya kerja karyawan shift:

Shift 1 : Pukul 07.00 – 15.00

Shift 2 : Pukul 15.00 – 23.00

Shift 3 : Pukul 23.00 – 07.00



Tabel 9.2. Pembagian Kerja Menurut Shift

Regu	Hari																							
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III

Keterangan :

A, B, C, D : Kelompok kerja ( regu ) shift

Siklus : 21 hari

1, 2, 3,.. : Hari kerja

 : Hari libur

I, II, III : Shift

Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas, staff seksi dan semua karyawan bagian umum. Karyawan non shift bekerja selama 5 hari kerja dalam seminggu dan libur pada hari sabtu dan minggu serta hari-hari libur nasional. Sehingga total kerjanya 45 jam seminggu. Dengan peraturan sebagai berikut:

Senin – Kamis : Pukul 07.30 – 16.30  
Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)

Jumat : Pukul 07.30 – 17.00  
Pukul 12.00 – 13.30 (istirahat)

Upah buruh :

Tabel 9.3. Upah Karyawan

No	Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji/ bulan
1.	Direktur utama	S2	1	25.000.000
2.	Direktur teknik & produksi	S2	1	17.000.000
3.	Direktur adm & keuangan	S2	1	17.000.000
4.	Kepala Departement	S1	3	45.000.000
5.	Kepala Bagian	S1	6	72.000.000
6.	Supervisor	S1	7	70.000.000

7.	Dokter	S1	1	7.000.000
8.	Sekretaris gol. 1	S1	2	13.000.000
9.	Sekretaris gol. 2	S1	5	27.500.000
10.	Karyawan gol. 1	S1	7	37.100.000
11.	Karyawan gol. 2	S1	15	75.000.000
12.	Karyawan khusus	SMA/SMK	60	270.000.000
13.	Karyawan lain-lain	SMA/SMK	37	156.000.000
14.	Foreman	S1	12	48.000.000

b. Jaminan Sosial

Sebagai sarana kesejahteraan, kepada seluruh karyawan pabrik disamping menerima gaji perbulannya, juga diberikan jaminan sosial.

Jaminan sosial tersebut dibawah ini :

1. Tunjangan jabatan dan prestasi kerja
2. Tunjangan istri dan anak
3. Jaminan sosial asuransi keselamatan kerja
4. Fasilitas olahraga, kesenian, rekreasi, pengobatan, ibadah
5. Fasilitas Kesehatan

## BAB X. EVALUASI EKONOMI

### 10.1. Dasar Perhitungan

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

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

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 dimetil flatat dari flatat anhidrida dan metanol dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut:

1. Kurs dollar pada tanggal 29 Juni 2022, US \$ 1 = Rp. 14.745 (sumber bi.go.id)
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran perhitungan harga alat masing-masing baik alat proses maupun untuk alat utilitas.

Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Indice) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini atau dengan harga saat 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  |
| i. CEP index tahun 2022 | = 906,262 |

([www.chemengonline.com](http://www.chemengonline.com), "Annual Plant Cost Index")

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

## 10.2. Perhitungan Biaya

### 1. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses

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

**Tabel 10.1 Harga Alat Proses**

No	Alat	Ukuran	Harga Satuan 2014(\$)	Harga Satuan 2022 (\$)	Jumlah	Harga (\$)
1	Gudang bahan baku	21.432,54 gall	42.586	66.992	1	66.992
2	Belt conveyor	20 ft	4.700	7.394	1	7.394
3	Mesin penghancur	2 ft	2.140	3.366	1	3.366
4	Belt conveyor	11,59 ft	2.820	4.436	1	4.436
5	Tangki air	518.327gall	94.900	149.287	1	149.287
6	Pompa air	4,50 in	5.100	8.023	1	8.023
7	Tangki HCl	38.130,85 gall	57.308	90.151	1	90.151
8	Pompa HCl	1,66 in	2.700	4.247	1	4.247
9	Mixer	3.258,033 gall	63.090	99.247	1	99.247
10	Pompa mixer	4,50 in	5.100	8.023	1	8.023
11	Reaktor	7.807,605 gall	202.600	318.709	1	318.709
12	Pompa reaktor	6,625 in	6.580	10.351	1	10.351
13	Cooler	29.599,79lb/h	110.800	174.299	1	174.299
14	Pompa cooler	6,625 in	6.580	10.351	1	10.351
15	Sentrifugal	4.054,882 gall	10.308	16.215	1	16.215
16	Pompa bak penampung-01	1,66 in	2.700	4.247	1	4.247
17	Bak penampung-01	79.496,23 gall	69.410	109.189	1	109.189
18	Pompa sentrifugal	6,625 in	6.580	10.351	1	10.351
19	Tangki air	1.360.995,gall	211.600	332.867	1	332.867
20	Pompa air (P-08)	6,025 in	6.580	10.351	1	10.351
21	Tangki NaOH	34.080gall	40.170	63.191	1	63.191
22	Pompa NaOH	1,66 in	2.700	4.247	1	4.247
23	Mixer	8.066,229 gall	74.621	117.386	1	117.386
24	Pompa mixer-02	6,625 in	6.580	10.351	1	10.351
25	Netralizer	48.410,58 gall	374.000	588.338	1	588.338
26	Pompa netralizer	8,625 in	9.270	14.583	1	14.583
27	Membrane reverse osmosis (MRO)	1.201,639 gall	47.710	75.052	1	75.052
28	Pompa bak penampung	8,625 in	9.270	14.583	1	14.583
29	Bak penampung-02	98.588,85gall	62.681	98.603	1	98.603
30	Pompa MRO	2,38 in	3.745	5.891	1	5.891
31	Evaporator	624,264 gall	11.023	17.340	1	17.340
32	Pompa evaporator	1,66 in	2.700	4.247	1	4.247
33	Cooler (C-02)	1.729,467lb/h	42.430	66.746	1	66.746
34	Pompa cooler-02	1,66 in	2.700	4.247	1	4.247

35	Mixer	1.610,234 gall	46.319	72.864	1	72.864
36	Pompa mixer	3,50 in	4.231	6.656	1	6.656
37	Fermentor	1.667,982 gall	262.810	413.425	1	413.425
38	Pompa sentrifugal	3,50 in	4.231	6.656	1	6.656
39	Tangki sterilisasi	1.668,114 gall	1.360	2.139	1	2.139
40	Pompa tangki sterilisasi	3,50 in	4.231	6.656	1	6.656
41	Cooler	12.175,72 lb/h	93.560	147.179	1	147.179
42	Pompa cooler	3,50 in	4.231	6.656	1	6.656
43	Tangki air	16.454,74 gall	35.410	55.703	1	55.703
44	Pompa air	2,88 in	3.921	6.168	1	6.168
45	Tangki Ca(OH) <sub>2</sub>	18.703,55 gall	37.234	58.573	1	58.573
46	Pompa Ca(OH) <sub>2</sub>	1,32 in	1.850	2.910	1	2.910
47	Mixer	376,656 gall	15.350	24.147	1	24.147
48	Pompa mixer	1,32 in	1.850	2.910	1	2.910
49	Decanter	355,57 gall	12.820	20.167	1	20.167
50	Pompa decanter ke filter press	1,90 in	2.980	4.688	1	4.688
51	Pompa decanter ke evaporator	3,50 in	4.231	6.656	1	6.656
52	Filter press	0,089 lbm/s	7.120	11.200	1	11.200
53	Pompa filter press ke bak penampung	1,05 in	1.130	1.778	1	1.778
54	Bak penampung	35.566,75 gall	41.240	64.874	1	64.874
55	Pompa filter press ke evaporator	1,05 in	1.130	1.778	1	1.778
56	Evaporator	1.773,809 gall	16.280	25.610	1	25.610
57	Belt conveyer	20 ft	4.700	7.394	1	7.394
58	Rotary cooler	10 ft	13.600	21.394	1	21.394
59	Belt conveyer	20 ft	4.700	7.394	1	7.394
60	Gudang bahan produk	48.041,93gall	70.120	110.305	1	110.305
	Total		2.300.421	3.618.781		3.618.781

(matche.com, 2014)

Dari penentuan harga masing – masing alat proses diatas maka didapatkan PEC dari alat proses tersebut \$ **3.618.781**

## 2. Purchasing Equipment Cost (PEC ) Alat Utilitas

### a. Alat utilitas dari dalam negeri

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

1. Bak sedimentasi menggunakan konstruksi beton bertulang	
Bak pengendap	= 7.386,48m <sup>3</sup>
Biaya bak	= Rp 1.200.000/m <sup>3</sup>
Total	= Rp 8.863.776.000
2. Bak aerasi menggunakan konstruksi beton bertulang	
Bak pengendap	= 31,625 m <sup>3</sup>
Biaya bak	= Rp 1.200.000/m <sup>3</sup>
Total	= Rp 37.950.000
3. Bak pengendap menggunakan konstruksi beton bertulang	
Bak pengendap	= 40 m <sup>3</sup>
Biaya bak	= Rp 1.200.000/m <sup>3</sup>
Total	= Rp 48.000.000
4. Bak penampung menggunakan konstruksi beton bertulang	
Bak penampung	= 200 m <sup>3</sup>
Biaya bak	= Rp 1.200.000/m <sup>3</sup>
Total	= Rp 240.000.000
5. Bak netralisasi menggunakan konstruksi beton bertulang	
Bak netralisasi	=60m <sup>3</sup>
Biaya bak	= Rp 1.200.000/m <sup>3</sup>
Total	= Rp.72.000.000
Total harga keseluruhan	= Rp. 9.261.726.000
	= \$ 628.111

b. Alat Utilitas dari Luar Negeri

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

**Tabel 10.2 Harga Peralatan Utilitas**

No	Alat	Ukuran	Harga Satuan 2014 (\$)	Harga Satuan 2021 (\$)	Jumlah	Harga (\$)
1	Menara Air	195.103gall	112.400	176.816	1	176.816
2	Tangki Pelarutan Alum	2.854,37gall	6.032	9.489	1	9.489
3	Clarifier	27,691 ft	8.200	12.899	1	12.899
4	Sreening	0,988 ft <sup>3</sup> /s	37.100	58.362	1	58.362
5	Tangki Kaporit	1,585 gall	1.340	2.108	1	2.108
6	Cooling Tower	265,2gal/min	192.401	302.665	1	302.665
7	Kation Exchanger	1,008 ft <sup>3</sup> /det	14.330	22.542	1	22.542
8	Anion Exchanger	1,008 ft <sup>3</sup> /det	14.330	22.542	1	22.542
9	Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	361,123 gall	6.373	10.025	1	10.025
10	Tangki NaOH	951,547 gall	12.003	18.882	1	18.882
11	Deaerator	35.133,8gall	63.830	100.411	1	100.411
12	Tangki Pelarutan Soda Abu	1.583,18gall	5.575	8.770	1	8.770
13	Tangki Filtrasi	9.484,30gall	17.490	27.513	1	27.513
14	Tangki Sedimentasi	3.565,26gall	9.356	14.718	1	14.718
15	Generator	1000 kW	50.000	78.655	2	157.309
16	Ketel Uap	496,810 ft <sup>2</sup>	311.200	489.547	1	489.547
17	Pompa U-01	8,625 in	9.710	15.275	1	15.275
18	Pompa U-02	8,625 in	9.710	15.275	1	15.275
19	Pompa U-03	0,405 in	6.120	9.627	1	9.627
20	Pompa U-04	0,405 in	6.120	9.627	1	9.627
21	Pompa U-05	8,625 in	9.710	15.275	1	15.275
22	Pompa U-06	8,625 in	9.710	15.275	1	15.275
23	Pompa U-07	8,625 in	9.710	15.275	1	15.275
24	Pompa U-08	8,625 in	9.710	15.275	1	15.275
25	Pompa U-09	4,500 in	7.350	11.562	1	11.562
26	Pompa U-10	8,625 in	9.710	15.275	1	15.275
Total						1.572.340

(matche.com, 2014)

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

**Tabel 10.3 Total Harga Peralatan Utilitas**

No	Item	Biaya
1	Utilitas dalam negeri	\$ 628.111
2	Utilitas luar negeri	\$1.572.340
Jumlah		\$ 2.200.451



### 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 diambil buruh lokal sebesar 95% dan buruh asing 5 %.

3. Upah buruh :

a. Buruh lokal = 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) = \$ 3.618.781

Dipilih = 125%

PEC sampai tempat = 25% x \$ 3.618.781  
= \$ 4.523.476

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 \$ 3.618.781  
= \$ 398.066

Buruh (32% PEC) = 32% x \$ 3.618.781  
= \$ 1.158.010

Jumlah manhour =  $\frac{\$ 1.158.010}{\$ 20 / \text{manhour}}$   
= 57.900 manhour

Tenaga Lokal = 95 % x 57.900 manhour x Rp.50.000/manhour  
= Rp. 2.750.273.298  
= \$ 186.518

### 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).

$$\begin{aligned}\text{Material (12\% PEC)} &= 12\% \times \$ 3.618.781 \\ &= \$ 434.254\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh (3\% PEC)} &= 3\% \times \$ 3.618.781 \\ &= \$ 108.563\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 108.563}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 5.428 \text{ manhour}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 5.428 \text{manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 257.838.122 \\ &= \$ 17.486\end{aligned}$$

### 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, perlatan. (Peter & Timmerhaus, 1991).

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

$$\begin{aligned}\text{Material (49\% PEC)} &= 49\% \times \$ 3.618.781 \\ &= \$ 1.773.203\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh (37\% PEC)} &= 37\% \times \$ 3.618.781 \\ &= \$ 1.338.949\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 1.338.949}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 66.947 \text{manhour}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 66.947 \text{manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 3.180.003.501 \\ &= \$ 215.661\end{aligned}$$

## 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 & Timmerhauss, 1991)

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

$$\begin{aligned}\text{Material (12\% PEC)} &= 12\% \times \$ 3.618.781 \\ &= \$ 434.254\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh (3\% PEC)} &= 3\% \times \$ 3.618.781 \\ &= \$ 108.563\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 108.563}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 5.428 \text{manhour}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 5.428 \text{manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 257.838.122 \\ &= \$ 17.486\end{aligned}$$

## 6. Insulation

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

$$\begin{aligned}\text{Material (3\% PEC)} &= 3\% \times \$ 3.618.781 \\ &= \$ 108.563\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh (5\% PEC)} &= 5\% \times \$ 3.618.781 \\ &= \$ 180.939\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 180.939}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 9.047 \text{manhour}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 9.047 \text{manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 429.730.203 \\ &= \$ 29.143\end{aligned}$$

Total DC alat proses dapat dilihat pada tabel dibawah ini

**Tabel 10.4 Direct Cost alat proses**

Komponen	Biaya \$	Biaya Rp
Harga alat sampai di tempat	4.523.476	-
Instalasi	398.066	2.750.273.298
Instrumentasi dan <i>control</i>	434.254	257.838.122
Pemipaan	1.773.203	3.180.003.501
Instalasi listrik	434.254	257.838.122
Instalasi Isolasi	117.610	429.730.203
Jumlah	7.680.862	6.875.683.245

**b. Direct Cost (DC) Alat Utilitas**

Biaya utilitas terbagi menjadi 2 kelompok yaitu:

a) Biaya utilitas dalam negeri

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

b) Biaya utilitas luar negeri

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

1) Purchasing Equipment Cost (PEC)

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

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

Dipilih = 125%

Purchasing Equipment Cost (PEC) sampai tempat

=125% x \$ 1.572.340

= \$ 1.965.425

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

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 11\% \times \$ 1.572.340 \\ &= \$ 172.957 \\ \text{Buruh (32\% PEC)} &= 32\% \times \$ 1.572.340 \\ &= \$ 503.149 \\ \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 503.149}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 25.157 \text{ manhour} \\ \text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 25.157 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 1.194.978.296 \\ &= \$ 81.041\end{aligned}$$

### 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).

$$\begin{aligned}\text{Material (12\% PEC)} &= 12\% \times \$ 1.572.340 \\ &= \$ 188.681 \\ \text{Buruh (3\% PEC)} &= 3\% \times \$ 1.572.340 \\ &= \$ 47.170 \\ \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 47.170}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 2.359 \text{ manhour} \\ \text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 2.359 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 112.029.215 \\ &= \$ 7.598\end{aligned}$$

### 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)

$$\begin{aligned}
 \text{Material (49\% PEC)} &= 49\% \times 1.572.340 \\
 &= \$ 770.447 \\
 \text{Buruh (37\% PEC)} &= 37\% \times \$ 1.572.340 \\
 &= \$ 581.766 \\
 \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 581.766}{\$ 20 / \text{manhour}} \\
 &= 29.088 \text{manhour} \\
 \text{Tenaga Lokal} &= 95 \% \times 29.088 \text{manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\
 &= \text{Rp. } 1.381.693.655 \\
 &= \$95.335
 \end{aligned}$$

#### 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 & Timmerhauss, 1991)

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

$$\begin{aligned}
 \text{Material (12\% PEC)} &= 12\% \times \$ 1.572.340 \\
 &= \$ 188.681 \\
 \text{Buruh (3\% PEC)} &= 3\% \times \$ 1.572.340 \\
 &= \$ 47.170 \\
 \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 47.170}{\$ 20 / \text{manhour}} \\
 &= 2.359 \text{manhour} \\
 \text{Tenaga Lokal} &= 95 \% \times 2.359 \text{manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\
 &= \text{Rp. } 112.029.215 \\
 &= \$ 7.598
 \end{aligned}$$

#### 6) Insulation

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

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% PEC)} &= 3\% \times \$ 1.572.340 \\ &= \$ 47.170 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (5\% PEC)} &= 5\% \times \$ 1.572.340 \\ &= \$ 78.617 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$78.617}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 3.931 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 3.931 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp.} 186.715.359 \\ &= \$ 12.883 \end{aligned}$$

Total DC alat utilitas dapat dilihat pada tabel dibawah ini

**Tabel 10.5 Direct Cost Alat Utilitas**

Komponen	Biaya \$	Biaya Rp
Harga alat sampai di tempat	1.965.425	-
Instalasi	172.957	1.194.978.296
Instrumentasi dan <i>control</i>	188.681	112.029.215
Pemipaan	770.447	1.381.693.655
Instalasi listrik	188.681	112.029.215
Instalasi Isolasi	47.170	186.715.359
Harga alat dalam negeri	-	9.261.726.000
Jumlah	3.333.361	12.249.171.740



**c. Direct Cost (DC) Bangunan**

Harga bangunan mewah Rp.5.000.000/ m<sup>2</sup>

Harga bangunan biasa Rp.3.000.000/ m<sup>2</sup>

Harga bangunan sederhana Rp.2.000.000/ m<sup>2</sup>

Harga pengaspalan jalan Rp.155.000/ m<sup>2</sup>

Rincian biaya dapat dilihat pada tabel dibawah ini

**Tabel 10.6 Direct Cost Bangunan**

No	Nama Bangunan	Jenis bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )	Total Harga (Rp)
1	Pos Jaga	Sederhana	18	36.000.000
2	Kantor	Mewah	500	1.000.000.000
3	Gedung Serba Guna	Mewah	100	200.000.000
4	Tempat Ibadah	Biasa	100	300.000.000
5	Toilet	Biasa	20	60.000.000
6	Koperasi	Sederhana	30	60.000.000
7	Poliklinik	Biasa	150	450.000.000
8	Kantin	Biasa	300	900.000.000
9	Tempat Parkir	-	1.000	155.000.000
10	Gudang Bahan Baku	Sederhana	1.000	2.000.000.000
11	Laboratorium	Sederhana	100	200.000.000
12	Daerah Proses	Sederhana	7.500	15.000.000.000
13	Gudang Produk	Sederhana	2.000	4.000.000.000
14	Ruang Kontrol	Biasa	200	600.000.000
15	Gudang Peralatan	Sederhana	600	1.800.000.000
16	Bengkel	Sederhana	600	1.200.000.000
17	Lapangan Olahraga	Sederhana	1.000	2.000.000.000
18	Mess Karyawan	Sederhana	2.500	5.000.000.000
19	Area Perluasan	-	17.000	2.635.000.000
20	Pembangkit Liistrik	Sederhana	1.000	2.000.000.000
Total				39.596.000.000

Total biaya untuk bangunan = Rp. 39.596.000.000

**d. Direct Cost (DC) Land & Yard**

Total kebutuhan tanah pabrik = 150 m x 240 m

= 36.000 m<sup>2</sup>

Harga tanah sebesar = Rp. 1.300.000 / m<sup>2</sup>

Berdasarkan data dari ([www.maroskab.bps.go.id](http://www.maroskab.bps.go.id)) sehingga biaya untuk pembelian tanah:

Harga Tanah = Rp. 1.300.000/m<sup>2</sup> x 36.000 m<sup>2</sup>

= Rp.46.800.000.000

Total Direct Cost Pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

**Tabel 10.7 Direct Cost Pabrik**

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Alat proses	7.680.862	6.875.683.245
2	Alat utilitas	3.333.361	12.249.171.740
3	Bangunan		39.596.000.000
4	Tanah		46.800.000.000
Jumlah		11.014.222	105.520.854.985

### 5. Indirect Plant Cost

#### a. Engineering & Construction

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

**Tabel 10.8 Engineering & Construction**

No	Komponen	\$	Rp
1	Physical Plant Cost	11.014.222	105.520.854.985
2	Engineering and Construction (25%)	2.753.556	26.380.213.746
Total		13.767.778	131.901.068.731

#### 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 & Timmerhaus, 1991)

## 6. Fixed Capital Investment (FCI)

**Tabel 10.9 Fixed Capital Investment**

No.	Komponen	\$	Rp.
1	Direct Plant Cost	13.767.778	131.901.068.731
2	Contractor fee ( 5 % )	688.389	6.595.053.437
3	Contingency ( 15 % )	2.065.167	19.785.160.310
	Total	16.521.334	158.281.282.477

Fixed Capital Investment (FCI)

= (\$16.521.334x Rp. 14.745/\$1) + Rp. 158.281.282.477

= Rp. 401.894.295.211

## 7. Perkiraan penjualan

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut.

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

Kapasitas = 7.000.000 kg/tahun

Harga jual = Rp 62.500/kg

Penjualan = Rp 437.500.000.000/tahun

## 8. Penentuan Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

Dalam penentuan biaya produksi diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut:

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

Manufacturing Cost terbagi dalam 3 bagian:

- Direct Manufacturing Cost
- Indirect Manufacturing Cost
- Fixed Manufacturing Cost

## 9. Direct Manufacturing Cost

Direct manufacturing cost terdiri dari:

### 1. Raw Materials

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

Berikut biaya dari masing – masing bahan baku:

#### a. Ubi Kayu

Harga	= Rp 5.800/kg
Kebutuhan	= 21.061.498kg/tahun
Biaya	= Rp 122.156.686.080/tahun

#### b. NaOH

Harga	= Rp 8.500/kg
Kebutuhan	= 8.114.832kg/tahun
Biaya	= Rp 68.976.072.000 /tahun

#### c. HCl

Harga	= Rp 12.000 /kg
Kebutuhan	= 8.310.757kg/tahun
Biaya	= Rp 99.729.083.520 /tahun

#### d. $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$

Harga	=Rp 4.087/kg
Kebutuhan	=103.530kg/tahun
Biaya	= Rp 423.128.091/tahun

#### e. $\text{CaCO}_3$

Harga	= Rp 6.000/kg
Kebutuhan	= 4.141.313 kg/tahun
Biaya	= Rp 24.847.875.360 /tahun

## 2. Operating Labour

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

**Tabel 10.10 Operating Labour**

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1	Direktur utama	1	25.000.000	25.000.000
2	Direktur teknik & produksi	1	17.000.000	17.000.000
3	Direktur adm & keuangan	1	17.000.000	17.000.000
4	Kepala Departement	3	15.000.000	45.000.000
5	Kepala Bagian	6	12.000.000	72.000.000
6	Supervisor	7	10.000.000	70.000.000
7	Dokter	1	7.000.000	7.000.000
8	Sekretaris gol. 1	2	6.500.000	13.000.000
9	Sekretaris gol. 2	5	5.500.000	27.500.000
10	Karyawan gol. 1	7	5.300.000	37.100.000
11	Karyawan gol. 2	15	5.000.000	75.000.000
12	Karyawan khusus	60	4.500.000	270.000.000
13	Karyawan lain-lain	39	4.000.000	156.000.000
14	Foreman	12	4.000.000	48.000.000
	Total	160	137.800.000	879.600.000

Total biaya operating labour

= Rp. 879.600.000/bulan

= Rp. 879.600.000/bulan x 12 bulan/tahun

= Rp. 10.555.200.000

## 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:

$$= 10\% \times \text{Rp. } 10.555.200.000$$

$$= \text{Rp. } 1.055.520.000$$

#### 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).

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

$$\text{Biaya maintenance} = 2\% \times \text{Rp. } 401.894.295.211$$

$$= \text{Rp. } 8.037.885.904$$

#### 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)

$$\text{Biaya plant supplies (10\% maintenance)} = 10\% \times \text{Rp. } 8.037.885.904$$

$$= \text{Rp. } 803.788.590$$

#### 6. Royalties and Patents

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten, dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak patent 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 industry. (Peter & Timmerhause, 1991).

Digunakan 1%.

$$= 1\% \times \text{Rp } 437.500.000.000$$

$$= \text{Rp.}4.375.000.000$$

## 7. Utilities

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

### a. Asam Sulfat

$$\text{Harga} = \text{Rp } 10.856/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 362\text{kg}/\text{tahun}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 3.929.981$$

### b. NaOH

$$\text{Harga} = \text{Rp } 8.500/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 4.605\text{kg}/\text{tahun}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 39.143.775$$

### c. $\text{Na}_2\text{CO}_3$

$$\text{Harga} = \text{Rp } 15.000/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 21.867\text{kg}/\text{tahun}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 328.006.800$$

### d. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

$$\text{Harga} = \text{Rp } 35.000/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 40.503\text{kg}/\text{tahun}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 1.417.600.800$$

### e. Bahan Bakar

$$\text{Harga} = \text{Rp } 9.400 /\text{liter}$$

$$\text{Kebutuhan} = 1.819.077\text{liter}/\text{tahun}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 17.099.328.312$$

### f. Listrik

$$\text{Harga} = \text{Rp } 996,74/ \text{kWh}$$

$$\text{Kebutuhan} = 2.657.675\text{kWh}/\text{tahun}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 2.649.010.780$$

$$\text{Total biaya bahan utilitas} = \text{Rp. } 21.537.020.448$$

**Tabel 10.11 Total Biaya Operating Labour**

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Biaya bahan baku	193.976.158.971
2	Biaya bahan Utilitas	21.537.020.448
3	<i>Operating Labour</i>	10.555.200.000
4	<i>Supervise</i>	1.055.520.000
5	<i>Maintenance</i>	8.037.885.904
6	<i>Plant supplies</i>	803.788.590
7	<i>Royalties and patents</i>	4.375.000.000
Jumlah		240.340.573.913

### 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)

$$\begin{aligned} &= 15\% \times \text{Operating Labor} \\ &= 15\% \times \text{Rp. } 10.555.200.000 \\ &= \text{Rp. } 1.583.280.000 \end{aligned}$$

#### 2. Laboratory

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

$$\begin{aligned} &= 10\% \text{ Operating labor} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 10.555.200.000 \\ &= \text{Rp. } 1.055.520.000 \end{aligned}$$



### 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

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

$$= 0,5\% \times \text{Rp. } 437.500.000.000$$

$$= \text{Rp. } 2.187.500.000$$

### 4. Plant Overhead

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

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

$$= 50\% \times \text{Rp. } 10.555.200.000$$

$$= \text{Rp. } 5.277.600.000$$

Total Indirect Manufacturing Cost dapat dilihat pada tabel dibawah ini

**Tabel 10.12 Total Indirect Manufacturing Cost**

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	1.583.280.000
2	<i>Laboratorium</i>	1.055.520.000
3	<i>Plant Overhead</i>	2.537.500.000
4	<i>Packaging &amp; Shipping</i>	2.187.500.000
Jumlah		10.103.900.000

## 11. Fixed Manufacturing Cost

Biaya fixed manufacturing cost terdiri dari:

### 1. Depreciation

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

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya depresiasi} &= 10\% \text{ Fixed Capital Investment (Aries \& Newton, 1955)} \\
 &= 10\% \times \text{Rp. } 401.894.295.211 \\
 &= \text{Rp. } 40.189.429.521
 \end{aligned}$$

## 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 & Timmerhaue, 1991)

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya property taxes diambil } 2\% \text{ Fixed Capital Investment} \\
 &= 2\% \times \text{Rp. } 401.894.295.211 \\
 &= \text{Rp. } 8.037.885.904
 \end{aligned}$$

## 3. Insurance

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

(Peter & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya asuransi diambil } 2\% \text{ dari Fixed Capital Investment} \\
 &= 2\% \times \text{Rp. } 401.894.295.211 \\
 &= \text{Rp. } 8.037.885.904
 \end{aligned}$$

**Tabel 10.13 Total Fixed Manufacturing Cost**

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	40.189.429.521
2	<i>Property Tax</i>	8.037.885.904
3	Asuransi	8.037.885.904
Jumlah		56.265.201.329

Dari perhitungan diatas maka dapat dihitung Total Manufacturin Cost (TMC)  
Total Manufacturing Cost (TMC) dapat di lihat pada tabel dibawah ini.

**Tabel 10.14 Total DMC, IMC dan FMC**

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	DMC	240.340.573.913
2	IMC	10.453.900.000
3	FMC	56.265.201.329
Jumlah		306.709.675.243

## 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. 193.976.158.971/ 12 bulan

= Rp. 16.164.679.914

### 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. 306.709.675.243/ 12 bulan

= Rp. 38.338.709.405

### 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. 306.709.675.243/ 12 bulan

= Rp. 25.559.139.604

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. 306.709.675.243/ 12 bulan

= Rp. 25.559.139.604

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. 306.709.675.243/ 12 bulan

= Rp. 51.118.279.207

**Tabel 10.15 Total Biaya Working capital**

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	16.164.679.914
2	<i>In Process Inventory</i>	38.338.709.405
3	<i>Product Inverntory</i>	25.559.139.604
4	<i>Available Cash</i>	25.559.139.604
5	<i>Extended Credit</i>	51.118.279.207
Jumlah		156.739.947.734

### 13. Total Modal (Capital Investment)

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

$$= \text{Fixed Capital Investment} + \text{Working Capital}$$
$$= \text{Rp}558.634.242.944$$

### 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)

$$\begin{aligned} \text{Biaya administrasi diambil} &= 3\% \text{ Manufacturing Cost} \\ &= 3\% \times \text{Rp. } 306.709.675.243 \\ &= \text{Rp. } 9.201.290.257 \end{aligned}$$

#### 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)

$$\begin{aligned} \text{Biaya sales} &= 8\% \text{ Manufacturing Cost} \\ &= 8\% \times \text{Rp. } 306.709.675.243 \\ &= \text{Rp. } 24.536.774.019 \end{aligned}$$

#### 3. Finance

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

$$\begin{aligned} & \text{Biaya finance diambil 5\% dari WC + FCI} \\ & = 5\% \times (\text{Rp. } 156.739.947.734 + \text{Rp. } 401.894.295.211) \\ & = \text{Rp. } 27.931.712.147 \end{aligned}$$

#### 4. Riset

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

$$\begin{aligned} \text{Biaya riset} & = 2\% \text{ Total penjualan} \\ & = 2\% \times \text{Rp. } 437.500.000.000 \\ & = \text{Rp. } 8.750.000.000 \end{aligned}$$

**Tabel 10.16 Total Biaya General Expense**

No.	Komponen	Biaya (Rp)
1	Administrasi	9.201.290.257
2	<i>Sales expenses</i>	24.536.774.019
3	<i>Finance</i>	27.931.712.147
4	<i>Research</i>	8.750.000.000
Jumlah		70.419.776.424

#### 15. Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned} & \text{Total biaya produksi} \\ & = \text{Manufacturing cost} + \text{General expense} \\ & = \text{Rp. } 377.129.451.667 \end{aligned}$$

Harga Jual dan Harga Dasar

- Harga Dasar

Kapasitas produksi pertahun = 7.000.000 kg

$$\begin{aligned} \text{Harga dasar} & = \frac{\text{Rp. } 377.129.451.667}{7.000.000 \text{ kg}} \\ & = \text{Rp. } 53.876/ \text{ kg} \end{aligned}$$

- Harga Jual

Harga jual Gliserol = Rp. 62.500/ 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

$$\begin{aligned} &= \text{Total penjualan} - \text{Total Biaya Produksi} \\ &= \text{Rp. } 437.500.000.000 - \text{Rp. } 377.129.451.667 \\ &= \text{Rp. } 60.370.548.333 / \text{tahun} \end{aligned}$$

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

Keuntungan produksi

$$\begin{aligned} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} \times (100 - 20)\% \\ &= \text{Rp. } 60.370.548.333 / \text{tahun} \times 80\% \\ &= \text{Rp. } 48.296.438.667 / \text{tahun} \end{aligned}$$

#### 2. Analisis Kelayakan

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

**Fixed Cost (Fc):**

1. Depresiassi (10% FCI)	= Rp. 40.189.429.521
2. Property tax (2% FCI)	= Rp. 8.037.885.904
3. Insurance (2% FCI)	= Rp. 8.037.885.904+
	<hr/>
	= Rp. 56.265.201.329

**Variable Cost (Vc)**

1. Biaya Bahan Baku	= Rp. 193.976.158.971
2. Packaging & Shipping	= Rp. 2.187.500.000
3. Utilitas	= Rp. 21.537.020.448
4. Royalty dan Patent	= Rp. 4.375.000.000+
	<hr/>
	= Rp. 222.075.679.419

**Regulated Cost (Rc)**

1. Gaji Operating Labor	= Rp. 10.555.200.000
2. Payroll Overhead	= Rp. 1.583.280.000

3. Plant Overhead	= Rp. 5.277.600.000
4. Supervisi	= Rp. 1.055.520.000
5. Laboratorium	= Rp. 1.055.520.000
6. General Expense	= Rp. 70.419.776.424
7. Maintenance	= Rp. 8.037.885.904
8. Plant Supplies	= Rp. 803.788.590+
	<hr/>
	= Rp. 98.788.570.919

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.

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

Perhitungan ROI :

a. Sebelum pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

FCI = Rp. 401.894.295.211

Laba sebelum pajak = Rp. 60.370.548.333

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

$$= \frac{Rp.60.370.548.333}{Rp.401.894.295.211} \times 100\%$$

$$= 15,0\%$$

b. Sesudah pajak

Laba sesudah pajak = Rp. 48.296.438.667

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

$$= \frac{Rp.48.296.438.667}{Rp.401.894.295.211} \times 100\%$$

$$= 12,0\%$$

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:

$$\begin{aligned} \text{Laba sebelum pajak} &= \text{Rp. } 60.370.548.333 \\ \text{FCI} &= \text{Rp. } 401.894.295.211 \\ \text{POT} &= \frac{\text{FCI}}{\text{profit} + 0,1 \text{ FCI}} \\ \text{POT sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp } 401.894.295.211}{\text{Rp.}60.370.548.333+(0,1 \times \text{Rp.}401.894.295.211)} \\ &= 3,9 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Sesudah pajak:

$$\begin{aligned} \text{Laba sesudah pajak} &= \text{Rp. } 48.296.438.667 \\ \text{POT sesudah pajak} &= \frac{\text{Rp. } 401.894.295.211}{\text{Rp.}48.296.438.667+(0,1 \times \text{Rp. } 401.894.295.211)} \\ &= 4,5 \text{ tahun} \end{aligned}$$

### 3. Break Event Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = \frac{(\text{Fc}+0,3 \text{ Rc})}{\text{Sc}-\text{Vc}-0,7 \text{ Rc}} \times 100\%$$

Besarnya BEP yang dapat diterima adalah 40-60%

Perhitungan BEP

$$\text{Fc} = \text{Rp } 56.265.201.329$$

$$\text{Rc} = \text{Rp } 98.788.570.919$$

$$\text{Sc} = \text{Rp } 437.500.000.000$$

$$\text{Vc} = \text{Rp } 222.075.679.419$$

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Rp } 56.265.201.329+(0,3 \times \text{Rp}98.788.570.919)}{\text{Rp } 437.500.000.000-\text{Rp } 222.075.679.419-(0,7 \times \text{Rp}98.788.570.919)} \times 100\% \\ &= 48,70\% \end{aligned}$$

### 4. Shut down point (SDP)

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

$$SDP = \frac{0,3 R_c}{S_c - V_c - 0,7 R_c} \times 100\%$$

Perhitungan SDP

$$F_c = \text{Rp } 56.265.201.329$$

$$R_c = \text{Rp } 98.788.570.919$$

$$S_c = \text{Rp } 437.500.000.000$$

$$V_c = \text{Rp } 222.075.679.419$$

$$SDP = \frac{0,3 \times \text{Rp } 98.788.570.919}{\text{Rp } 437.500.000.000 - \text{Rp } 222.075.679.419 - (0,7 \times \text{Rp } 98.788.570.919)}$$

$$= 20,26\%$$

#### 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:

$$n = \text{Umur pabrik (10 tahun)}$$

$$R = \text{Cash Flow berdasarkan pendapatan akhir tahun}$$

$$S = \text{Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan salvage value dan working capital}$$

$$CF = \text{Cash flow setelah pajak}$$

$$FCI = \text{Fixed Capital Investment}$$

$$WC = \text{Working Capital}$$

$$SV = \text{Salvaage Value (10\% FCI)}$$

$$i = \text{Interest/ Discounted Cash Flow}$$

$$FCI = \text{Rp } 401.894.295.211$$

$$SV = \text{Rp } 40.189.429.521$$

$$WC = \text{Rp } 156.739.947.734$$

$$\text{Depresiasi} = \text{Rp } 40.189.429.521$$

$$CF = \text{keuntungan setelah pajak} + \text{depresiasi} + \text{finance}$$

$$= \text{Rp } 116.417.580.335$$

Trial & error untuk mencari harga  $i$ .

Rumus perhitungan:

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

Sehingga diperoleh:

Interest ( $i$ ) = 18,1%

Nilai bunga komersial di Indonesia saat ini berkisar 8,34% per tahun (<http://bi.go.id>) . Sehingga nilai interest pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.



## BAB XI. KESIMPULAN

Dari hasil analisa perhitungan pada Pra Rancangan Pabrik Kalsium Laktat ini diperoleh beberapa kesimpulan yaitu :

1. Pabrik kalsium laktat dengan kapasitas bahan baku 7.000 ton/tahun terletak kec. Moncong Loe, Kabupaten Maros, Provinsi Sulawesi Selatan, beroperasi selama 330 hari efektif tiap tahun dan 24 jam/hari. Bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan 160 orang.
2. Ditinjau segi ekonomi, pabrik ini membutuhkan biaya produksi sebesar Rp. 377.129.451.667 dengan total penjualan sebesar Rp. 437.500.000.000  
Hasil analisa ekonomi adalah sebagai berikut :
  - a. Capital Investment : Rp. 558.634.242.944
  - b. Total Biaya Produksi : Rp. 377.129.451.667
  - c. Hasil penjualan/tahun : Rp. 437.500.000.000
  - d. Laba bersih : Rp. 48.296.438.667
  - e. Return of Investment (ROI) : 12,00 %
  - f. Pay Out Time (POT) : 4,5 tahun
  - g. Break Event Point (BEP) : 48,70 %
  - h. Shut Down Point (SDP) : 20,26 %
  - i. Dicounted Cash Flow (DCF) : 18,10 %
3. Berdasarkan data diatas maka dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik kalsium laktat ini layak didirikan

## DAFTAR PUSTAKA

- a. Alearts, 1987, "Fundamental of Chemical Readtion Engineering", Mc Graw Hill, Boston
- b. Badan Pusat Statistik, "Statistik Perdagangan Luar Negeri", 2003
- c. Bernasconi.G, 1995, "Teknologi Kimia", PT Pradnya Paramita, Jakarta.
- d. Backruthader, 1973, "Theory and Design of Paper Machines", Tara Book Agency, Varanacy
- e. Brownell, L.E. & Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", Wiley Eastern Ltd., New Delhi
- f. Davidson, L Robert, 1980, "Handbook of Water Soluble Gums and Resins", Mc Graw Hill Book Company, New York
- g. Eckenfelder, 2000, "Industrial Water Pollution Control", third edition, Mc Graw Hill Book Company, Boston
- h. Fauzi. Y, 2002, "Kelapa Sawit, Budidaya Pemanfaatan Hasil dan Limbah, Analisis Usaha dan Pemasaran", Penerbit Penebar Swadaya, Jakarta
- i. Fengel.D and G Wegener, 1995, "Kayu", Gajah Mada University Press, Yogyakarta
- j. Fogler, 1992, "Structural Design and Chemical Plant Engineering", 6th edition, Mc Graw Hill, 1987, New York
- k. Foust, A.S., 1980, "Principle of Unit Operation", John Wiley & Sons, London
- l. Geankoplis, C.J., 1983, "Transport Process and Unit Operations", second edition, Allyn and Bacon Inc, Massachusetts
- m. Gumbira S, 1996, "Penanganan dan Pemanfaatan Limbah Kelapa Sawit", cetakan 1, Trubus Agriwijaya, Ungaran
- n. Hypertext Transport Protocol//[www.iscu.ac.uk/water/](http://www.iscu.ac.uk/water/)
- o. Hypertext Transport Protocol//[www.pinkmonkey.com](http://www.pinkmonkey.com)
- p. Hypertext Transport Protocol//[www.umweltbunesamt.at/fileadmint/site/umwethe men/chemikalien/hpvc](http://www.umweltbunesamt.at/fileadmint/site/umwethe men/chemikalien/hpvc)
- q. Kaseke. U, 1998, "Hand Book for Pulp and Paper Technologist", 4th printing, Montreal Queceec, Canada

- r. Kern, D.Q., 1950, "Process Heat Transfer", McGraw Hill International Book Company, New York
- s. Labban, 1971, "Equipment Motors Design of Industries", Gulf Publishing Company, Texas
- t. Lyman, W.J., 1982, "Handbook of Chemical Property Estimation Methods", McGraw Hill Inc., Amerika
- u. McCabe, W.L., Smith, J.C. & Harriott, P., 1990, "Operasi Teknik Kimia", jilid 2, edisi keempat, Penerbit Erlangga, Jakarta
- v. Meiners. K, Kreiten and Joike.H, 1984, "Silesia Confiserie Manual No.3, The New Book for The Confectionary Industry", Volume 2, Gajah Mada University Press, Yogyakarta
- w. Metcalf & Eddy, 2003, "Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse", McGraw Hill Book Company, New York
- x. Merck Index, 2005
- y. Nalco, 1979 "The Nalco Water Handbook", McGraw Hill Book Company, New York
- z. Perry, R.H. & Green, D.W., 1997, "Perry's Chemical Engineer's Handbook", seventh edition, volume 1, McGraw Hill Book Company, New York
- aa. Peters, M.S., Timmerhaus, K.D. & West, R.E., 2004, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 5th edition, McGraw Hill Book Company, New York
- bb. Satya.W, 1992, "Budidaya Kelapa Sawit", cetakan 2, Kanisius, Yogyakarta
- cc. Sjostrom, 1995, "Kimia Kayu, Dasar-Dasar Penggunaan:", Edisi ke-2, Gajah Mada University Press, Yogyakarta
- dd. Soehardjo.H, 1996, "Vademecum, Kelapa Sawit", PT. Perkebunan Nusantara IV (Persero), Bah Jambi – Pematang Siantar
- ee. Smith, J.M, 1983, "Introduction to Chemical Engineering Process Thermodynamics", 3rd edition. McGraw Hill Book Company, New York
- ff. Ulrich, G.D, 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Wiley & Sons, New York

## LAMPIRAN A NERACA MASSA

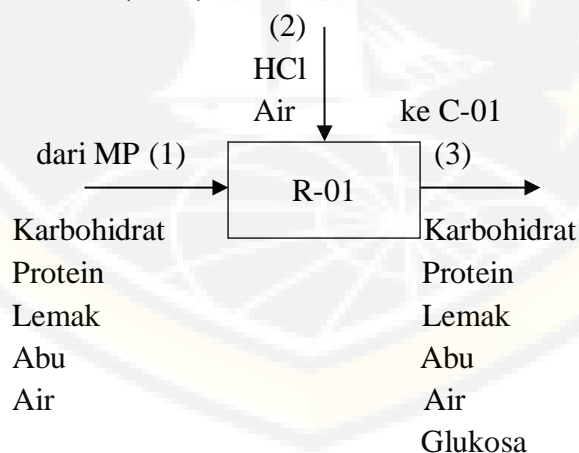
Pra rancangan pabrik kalsium laktat dari ubi kayu dengan kapasitas 7.000 ton/tahun menggunakan alur sebagai berikut:

Kapasitas produksi	: 7.000 ton/tahun
Jumlah hari kerja	: 330 hari
Jumlah kerja per hari	: 24 jam
Massa kapasitas	: $\frac{7000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24 \text{ jam}}$
	: 883,838 kg/jam
Kemurnian produk 99%	: 100 kg/jam

Jika basis yang digunakan 100 kg/jam umpan ubi kayu diperoleh kalsium laktat sebesar 33,236 kg/jam, maka :

$$\text{Faktor pengali} = \frac{883.838}{33.236} = 26,593 \text{ kg/jam}$$

### 1. Reaktor Hidrolisa (R-01)



Fungsi : Tempat pembentukan glukosa dari karbohidat

### Alur 1

Bahan baku ubi kayu dengan basis 100 kg terdiri dari :

Karbohidrat	= 34,70 % × 100 kg × 26,592 = 922,770 kg
Protein	= 1,20 % × 100 kg × 26,592 = 31,911 kg
Lemak	= 0,30 % × 100 kg × 26,592 = 7,978 kg
Abu	= 1,30 % × 100 kg × 26,592 = 34,571 kg
Air	= 62,50 % × 100 kg × 26,592 = 1.662,050 kg

### Alur 2

Perbandingan HCl dengan bahan baku = 4 liter HCl : 1 kg bahan baku  
(RISPA, 1983)

$$\begin{aligned}\text{Maka larutan HCl} &= \frac{4 \text{ liter}}{1 \text{ kg}} \times 2.659,280 \text{ kg} \\ &= 10.637,12 \text{ liter}\end{aligned}$$

HCl yang tersedia dipasaran adalah HCl pekat yaitu dengan kadar 37% berat  
 $\rho = 1,19 \text{ kg/liter}$  (Perry,1997)

Untuk HCl e = 1, maka Normalitas = Molaritas ; Basis perhitungan HCl 37%  
= 1 liter, maka molaritas HCl 37% adalah :

$$\begin{aligned}M &= \frac{gr}{Mr} \times \frac{1000}{volume} \\ &= \frac{1,19}{36,9} \times \frac{1000}{1} \times 0,37 \\ &= 12,0630 \text{ M}\end{aligned}$$

Sehingga volume HCl pekat yang diperlukan adalah :

$$\begin{aligned}V_1 \cdot N_1 &= V_2 \cdot N_2 \\ V_1 \cdot 12,063 \text{ N} &= 10.637,12 \text{ liter} \times 1 \text{ N}\end{aligned}$$

$$V_1 = \frac{10.637,12 \text{ liter} \times 1 \text{ N}}{12,063 \text{ N}}$$

$$V_1 = 881,797 \text{ liter}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa HCl pekat} &= \text{volume} \times \rho \\ &= 881,797 \text{ liter} \times 1,19 \text{ kg/liter} \\ &= 1.049,338 \text{ kg}\end{aligned}$$

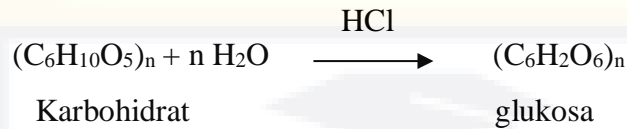
$$\begin{aligned}\text{Volume air pengencer} &= 10.637,120 - 881,797 \text{ liter} \\ &= 9.755,321 \text{ liter}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \rho \text{ air pada suhu } 30^{\circ}\text{C} &= 0,9959 \text{ kg/liter} \\ \text{Massa air} &= 9.755,321 \text{ liter} \times 0,9959 \text{ kg/liter} \\ &= 9.715,324 \text{ kg} \end{aligned}$$

### Alur 3

Di dalam reaktor hidrolisa terjadi reaksi perubahan karbohidrat menjadi glukosa dengan bantuan HCl sebagai katalis. Berikut ini adalah reaksinya :



Basis perhitungan,  $n = 1$

Reaksi berlangsung dengan konversi 85% (Ponten Naibaho,1983).

$$\text{Laju reaksi ; } r = \frac{N_{in} \times \eta}{\sigma}$$

Dimana :

$$N_{in} = \text{kmol/jam karbohidrat masuk} = \frac{922,770 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} = 5,696 \text{ kmol}$$

$$\eta = \text{konversi reaksi} = 85\% \quad (\text{Perry},1992)$$

$$\sigma = \text{koefisien reaksi } \text{C}_6 \text{ H}_{10}\text{O}_5 = 1$$

$$\text{laju reaksi, } r = \frac{0,85 \times 5,696 \text{ kmol}}{1} = 4,842 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Karbohidrat; } F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} - r \times \text{BM} \\ &= 922,770 \text{ kg} - (4,842 \text{ kmol} \times 162 \text{ kg/kmol}) \\ &= 138,431 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air; } F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} - r \times \text{BM} \\ &= (1.662,050 + 9,715,324) \text{ kg} - (4,842 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol}) \\ &= 11.290,225 \text{ kg} \end{aligned}$$

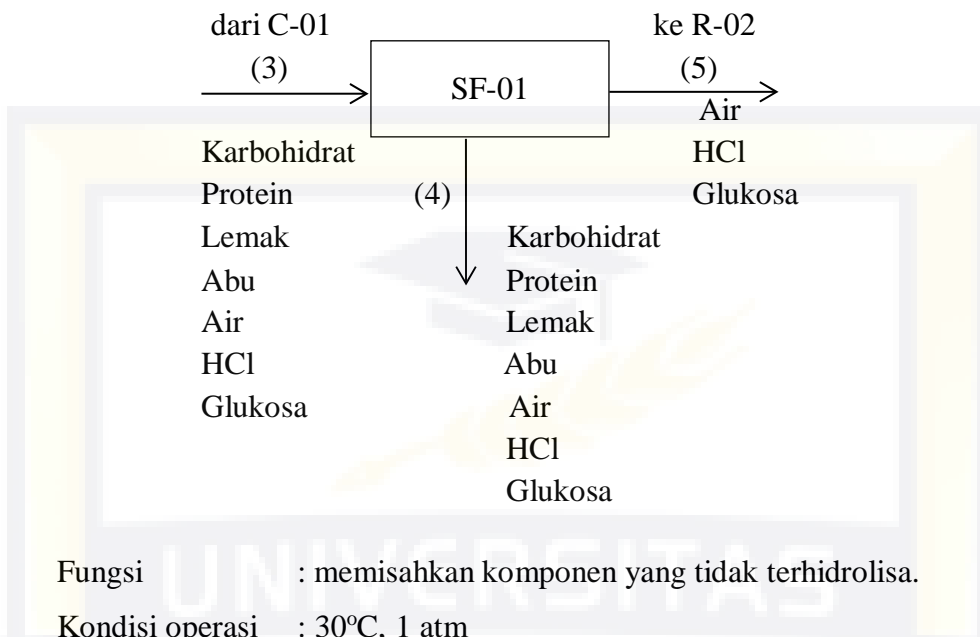
$$\begin{aligned} \text{Glukosa; } F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} + r \times \text{BM} \\ &= 0 + 4,842 \text{ kmol} \times 180 \text{ kg/kmol} \\ &= 871,488 \text{ kg} \end{aligned}$$

HCl sebagai katalis tidak ikut bereaksi, jumlahnya tetap = 1.049,338 kg.

Tabel A.1 Neraca Massa Reaktor Hidrolisa (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Alur 1	Alur 2	Alur 3
Karbohidrat	922,770		138,431
Protein	31,911		31,911
Lemak	7,978		7,978
Abu	34,571		34,571
Air	1.662,050	9.715,324	11.290,225
HCL		1.049,338	1.049,338
Glukosa			871,488
Subtotal	2.659,280	10.764,662	13.423,942
<b>Total</b>	<b>13.423,942</b>		<b>13.423,942</b>

## 2. SENTRIFUGE-01 (SF-01)



Fungsi : memisahkan komponen yang tidak terhidrolisa.

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Efisiensi alat adalah 90%.

### Alur 4

Alur 4 adalah lapisan bawah yang masih mengandung padatan dan masih mengandung 10% cairan yang masuk.

Glukosa :  $10\% \times 871,488 = 87,149 \text{ kg/jam}$

HCl :  $10\% \times 1.049,338 = 104,934 \text{ kg/jam}$

Air :  $10\% \times 11.290,226 = 1.129,023 \text{ kg/jam}$

Karbohidrat : 138,431 kg/jam

Protein : 31,911 kg/jam

Lemak : 7,978 kg/jam

Abu : 34,571 kg/jam

### Alur 5

Alur 5 adalah lapisan atas yang mengandung 90% cairan yang terhidrolisa dan tidak mengandung padatan.

Glukosa :  $90\% \times 871,488 = 784,339 \text{ kg}$

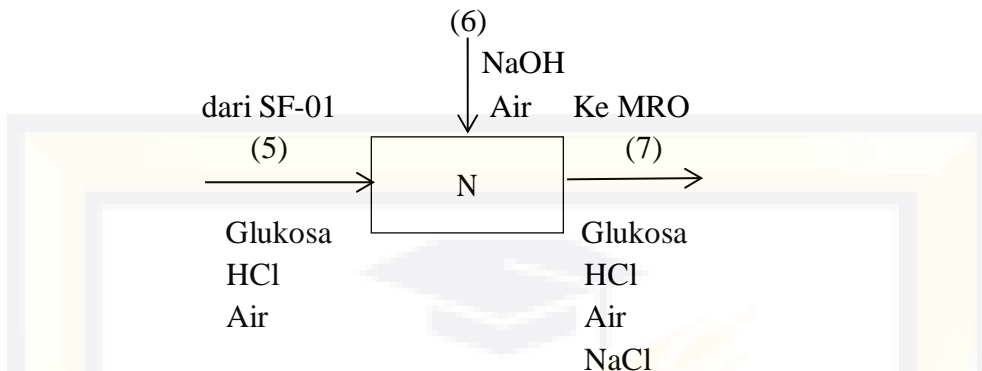
HCl :  $90\% \times 1.049,338 = 944,404 \text{ kg}$

Air :  $90\% \times 11.290,226 = 10.161,203 \text{ kg}$

Tabel A.2 Neraca Massa Sentrifuge-01 (SF-01)

komponen	Input (kg/jam)	Output ((kg/jam)	
	Alur 3	Alur 4	Alur 5
Karbohidrat	138,431	138,431	
protein	31,911	31,911	
lemak	7,978	7,978	
Abu	34,571	34,571	
Air	11.290,225	1.129,023	10.161,203
HCL	1.049,338	104,934	944,404
Glukosa	871,488	87,149	784,339
Subtotal	13.423,942	1.533,996	11.889,947
<b>Total</b>	<b>13.423,942</b>	<b>13.423,942</b>	

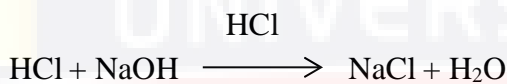
### 3. NETRALIZER



Fungsi : Menetralkan HCl dengan NaOH menjadi NaCl

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Di dalam netralizer terjadi reaksi penetralan HCl dengan NaOH :



$$\text{Laju reaksi ; } r = \frac{N_{in} \times \eta}{\sigma}$$

Dimana :

$$N_{in} = \text{kmol/jam HCl masuk} = \frac{944.404 \text{ kg}}{36,5 \text{ kg/kmol}} = 25,874 \text{ kmol}$$

$$\eta = \text{konversi reaksi} = 99\% \quad (\text{Perry}, 1992)$$

$$\sigma = \text{koefisien reaksi HCl} = 1$$

$$\text{laju reaksi, } r = \frac{0,99 \times 25,874 \text{ kmol}}{1} = 25,615 \text{ kmol}$$

Alur 7

$$\begin{aligned} \text{NaOH yang dibutuhkan untuk rekasi adalah : } & r \times \text{BM} \\ & = 25,615 \text{ kmol} \times 40 \text{ kg/kmol} \\ & = 1.024,600 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka jumlah air yang dibutuhkan untuk membuat larutan NaOH 1 N adalah :

$$N = \frac{gr}{\text{BM}} \times \frac{1000}{p}$$

$$1 \text{ N} = \frac{1.024,600 \times 10^3 \text{ gr}}{40} \times \frac{1000}{p}$$

$$p \times 1 = 25,615 \times 10^3 \times 1000$$

$$p = 25.615 \text{ liter}$$

$\rho$  air pada suhu 30°C adalah 0,9959 kg/L (Geankoplis, 1987)

$$\begin{aligned} \text{Maka, berat air adalah} &= 25.615 \text{ liter} \times 0,9959 \text{ kg/L} \\ &= 2.509,979 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### Alur 7

$$\begin{aligned} \text{HCl ; } F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} - r \times \text{BM} \\ &= 944,404 \text{ kg} - (25,615 \text{ kmol} \times 36,5 \text{ kg/kmol}) \\ &= 9.456 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

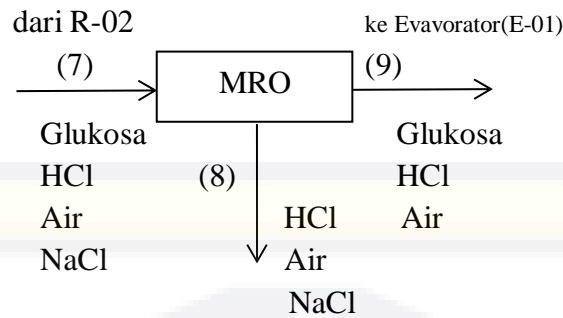
$$\begin{aligned} \text{NaCl ; } F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} + r \times \text{BM} \\ &= 0 + 25,615 \text{ kmol} \times 58,5 \text{ kg/kmol} \\ &= 1.498,478 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air ; } F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} + r \times \text{BM} \\ &= (10.161,203 + 25.509,979) \text{ kg} + (25,615 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol}) \\ &= 36.132,252 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.3 Neraca Massa Netralizer (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Alur 5	Alur 6	Alur 7
Air	10.161,203	25.509,979	36.132,252
HCl	944,404		9,456
Glukosa	784,339		784,339
NaOH		1.024,600	
NaCl			1.498,478
Subtotal	<b>11.889,946</b>	<b>26.534,579</b>	<b>38.424,525</b>
<b>Total</b>	<b>38.424,525</b>		<b>38.424,525</b>

#### 4. MEMBRAN REVERSE OSMOSIS (MRO)



Fungsi : Memisahkan komponen padat dari glukosa.

Asumsi : Efisiensi alat adalah 97%

Kondisi operasi = 30°C, 1 atm

##### Alur 8

Alur 8 adalah produk yang akan dievaporasi, merupakan lapisan atas yang mengandung seluruh glukosa dan mengandung 3% cairan yang masuk.

Glukosa = 784,339 kg

HCl =  $3\% \times 9,456 \text{ kg} = 0,283 \text{ kg/jam}$

Air =  $3\% \times 36.132,252 \text{ kg} = 1.083,968 \text{ kg/jam}$

##### Alur 9

Alur 10 adalah impuritas yang akan dibuang, merupakan lapisan bawah yang mengandung seluruh padatan dan mengandung 97% cairan yang masuk.

NaCl = 1.498,478 kg/jam

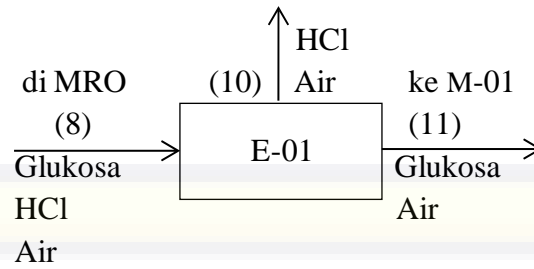
HCl =  $97\% \times 9,456 \text{ kg} = 9,172 \text{ kg/jam}$

Air =  $97\% \times 36.132,252 \text{ kg} = 35.048,284 \text{ kg/jam}$

Tabel A.4 Neraca Massa MRO

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 7	Alur 8	Alur 9
Air	36.132,252	1.083,968	35.048,284
HCl	9,456	0,283	9,172
Glukosa	784,339	784,339	
NaCl	1.498,478		1.498,478
Subtotal	38.424,525	1.868,590	36.555,935
<b>Total</b>	<b>38.424,525</b>	<b>38.424,525</b>	

## 5. EVAPORATOR (E-01)



Fungsi : Menguapkan air dan semua sisa HCl serta memekatkan glukosa pada suhu 100°C

efisiensi : 99,99%

### Alur 10

Alur 10 adalah produk atas evaporator berupa uap air dan semua sisa HCl

HCl = 0,283 kg

Air = 99,99% × 1.083,968 kg = 1.083,960 kg/jam

### Alur 11

Alur 11 adalah produk bawah evaporator yaitu glukosa yang tidak menguap pada suhu 100°C dan sedikit air.

Glukosa = 784,339 kg/jam

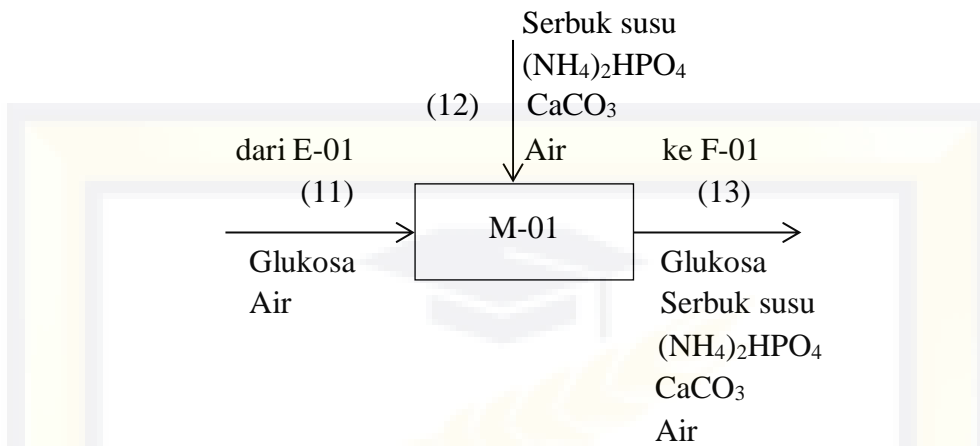
Air = 1.083,968 – 1.083,960 = 0,108 kg

Tabel A.5 Neraca Massa Evaporator (E-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 8	Alur 10	Alur 11
Air	1.083,968	1.083,860	0,108
HCl	0,283	0,283	
Glukosa	784,339		784,339
Sub Total	1.868,590	1.084,143	784,447
<b>Total</b>	<b>1.868,590</b>	<b>1.868,590</b>	



## 6. MIXER-01 (M-01)



Fungsi : tempat pencampuran nutrient bakteri dan umpan

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

### Alur 12

Berikut ini adalah perbandingan komposisi bahan-bahan dalam fermentasi glukosa.

Jumlah glukosa masuk	= 784,339 kg (15% dari komposisi total)
CaCO <sub>3</sub> : 10%	$= \frac{10\%}{15\%} \times 784,339 = 522,893 \text{ kg}$
Serbuk susu : 0,375%	$= \frac{0,375\%}{15\%} \times 784,339 = 19,608 \text{ kg}$
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> : 0,250%	$= \frac{0,250\%}{15\%} \times 784,339 = 13,072 \text{ kg}$
Air : 74,375%	$= \frac{74,375\%}{15\%} \times 784,339 = 3.889,014 \text{ kg}$

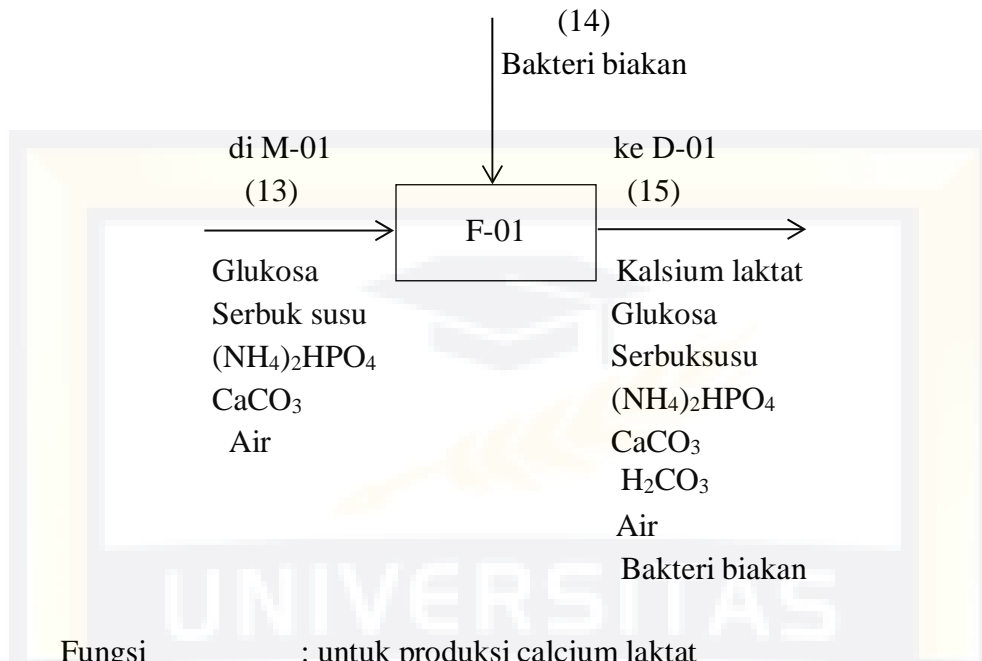
Karena dialur 14 sudah ada air yang ikut bersama glukosa, maka jumlah air dialur 15 menjadi : 3.889,014 – 0,108 = 3.888,906 kg/jam

Tabel A.6 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Alur 11	Alur 12	Alur 13
Glukosa	784,339		784,339
Air	0,108	3.888,906	3.889,014
CaCO <sub>3</sub>		552,893	552,893
Serbuk susu		19,608	19,608
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>		13,072	13,072
Sub total	784,447	4.474,479	5.258,926
<b>Total</b>		<b>5.258,926</b>	<b>5.258,926</b>



## 7. FERMENTOR



Fungsi : untuk produksi calcium laktat

Kondisi operasi :  $45^\circ\text{C}$ , 1 atm

Di dalam fermentor glukosa berubah menjadi asam laktat, glukosa yang tersisa hanya 1%. Maka asam laktat yang terbentuk adalah 99%.



Jumlah glukosa yang masuk ke fermentor = 784,339 kg/jam

Asam laktat yang terbentuk adalah

$$\begin{aligned} \text{Asam Laktat} &= 99\% \times 784,339 \text{ kg} \\ &= 776,496 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sisa glukosa yang tidak terfermentasi adalah

$$\begin{aligned} \text{Sisa Glukosa} &= 784,339 - 776,496 \\ &= 7,843 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Alur 14

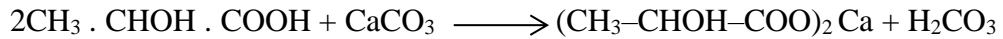
Jumlah bakteri biakan yang diperlukan adalah 5% dari total massa yang masuk

Total massa yang masuk ke dalam fermentor adalah = 5.258,926 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Bakter} &= 5\% \times 5.258,926 \text{ kg} \\ &= 262,946 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Alur 15

Asam laktat hasil fermentasi bereaksi dengan  $\text{CaCO}_3$  membentuk kalsium laktat.



Karena digunakan  $\text{CaCO}_3$  berlebih, maka diasumsikan asam laktat habis bereaksi.

Diketahui jumlah asam laktat yang masuk = 776,496 kg

$$\begin{aligned} N_{\text{in}} \text{ laktat masuk} &= \frac{776,496 \text{ kg/jam}}{90 \text{ kg/kmol}} \\ &= 8,628 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$N_{\text{out}} = N_{\text{in}} - 2r$$

$$0 = 8,628 \text{ kmol} - 2r$$

$$r = \frac{8,628 \text{ kmol}}{2} = 4,314 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 ; F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} - r \times \text{BM} \\ &= 552,893 \text{ kg/jam} - (4,314 \times 100 \text{ kg/kmol}) \\ &= 121,513 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ca-laktat} ; F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} + r \times \text{BM} \\ &= 0 + 4,314 \times 218 \text{ kg/kmol} \\ &= 940,408 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{CO}_3 ; F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} + r \times \text{BM} \\ &= 0 + 4,314 \times 62 \text{ kg/kmol} \\ &= 267,468 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

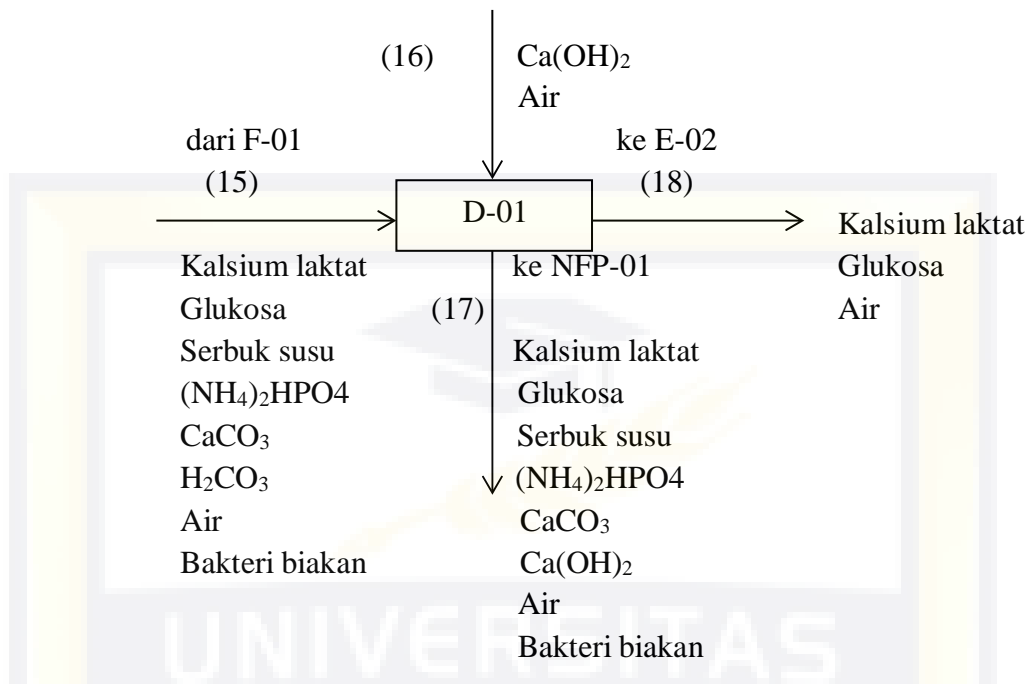
Tabel A.7 Neraca Massa Fermentor (F -01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Alur 13	Alur 14	Alu 15
Glukosa	784,339		7,843
Air	3.889,014		3.889,014
CaCO <sub>3</sub>	552,893		121,513
Serbuk susu	19,608		19,608
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072		13,072
Kalsium Laktat			940,408
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>			267,468
Bakteri		262,946	262,946
Sub total	5.258,926	262,946	5.521,872
<b>Total</b>	<b>5.521,872</b>		<b>5.521,872</b>



**BOSOWA**

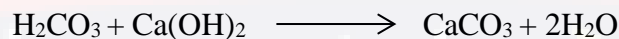
## 8. DECANTER



Fungsi : memisahkan komponen-komponen yang tidak larut dalam air.

Efisiensi : 90%

Penambahan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  berguna untuk mempermudah pengendapan dan menetralkan sifat asam produk karena adanya  $\text{H}_2\text{CO}_3$  sebagai produk samping fermentor.



Diketahui jumlah  $\text{H}_2\text{CO}_3$  yang masuk = 267,468 kg/jam

$$N_{\text{in}} = \text{kmol as. karbonat masuk} = \frac{267,468 \text{ kg}}{62 \text{ kg/kmol}} = 4,314 \text{ kmol}$$

$$N_{\text{out}} = N_{\text{in}} - r$$

$$0 = 4,314 \text{ kmol} - r$$

$$r = \frac{4,314}{1} = 4,314 \text{ kmol}$$

### Alur 16

$\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang dibutuhkan reaksi adalah =  $r \times \text{BM}$

$$= 4,314 \text{ kmol} \times 74 \text{ kg/kmol}$$

$$= 319,236 \text{ kg}$$

Untuk mereaksikan semua  $\text{H}_2\text{CO}_3$  digunakan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  berlebih 10%

$$\begin{aligned}\text{Ca(OH)}_2 &= 1,1 \times 319,236 \text{ kg} \\ &= 351,159 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jumlah air yang dibutuhkan untuk membuat larutan  $\text{Ca(OH)}_2$  1 N adalah :

$$N = \frac{\text{gr}}{\text{BM}} \times \frac{1000}{p} : \text{dimana } p \text{ adalah jumlah air yang dibutuhkan dalam ml}$$

$$P = 4.745,392 \text{ liter}$$

$\rho$  air pada suhu  $30^\circ\text{C}$  adalah  $0,9959 \text{ kg/liter}$  (geankoplis,1987)

Maka berat air adalah

$$\begin{aligned}\text{Massa Air} &= 4.745,392 \text{ liter} \times 0,9959 \text{ kg/liter} \\ &= 4.725,936 \text{ kg} \\ &= 4.725,936 - 3.889,014 \\ &= 836,921 \text{ kg}\end{aligned}$$

Dari reaksi ini dihasilkan

$$\begin{aligned}\text{Ca(OH)}_2 ; F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} - r \times \text{BM} \\ &= 351,159 - (4,314 \times 74) \\ &= 31,930 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CaCO}_3 ; F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} + r \times \text{BM} \\ &= 0 + 4,314 \text{ kmol} \times 100 \text{ kg/kmol} \\ &= 431,380 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air} ; F^{\text{out}} &= F^{\text{in}} + r \times \text{BM} \\ &= 0 + 4,314 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \times 2 \\ &= 155,306 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

#### Alur 17

Alur 17 adalah lapisan bawah yang mengendap dan masih mengandung 10% cairan yang masuk

$$\begin{aligned}\text{Ca-laktat} &= 10\% \times 940,408 \\ &= 94,041 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Glukosa} &= 10\% \times 7,843 \\ &= 0,784 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air} &= 10\% (3.889,014 + 836,921) \\ &= 472,594 + 155,306 \\ &= 627,910 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{CaCO}_3 = 431,380 + 121,513 = 552,893 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Ca(OH)}_2 = 31,930 \text{ kg/jam}$$

Serbuk susu dan  $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$  diasumsikan habis sebagai bahan nutrient bakteri.

$$\text{Serbuk susu} = 19,608 \text{ kg/jam}$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 = 13,072 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Bakteri biakan} = 262,946 \text{ kg/jam}$$

### Alur 18

Alur 18 adalah lapisan atas yang mengandung 90% cairan dan tidak mengandung endapan.

$$\text{Ca-laktat} = 90\% \times 940,408$$

$$= 846,367 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Glukosa} = 90\% \times 7,843$$

$$= 7,059 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = 90\% \times (3.889,014 + 836,922)$$

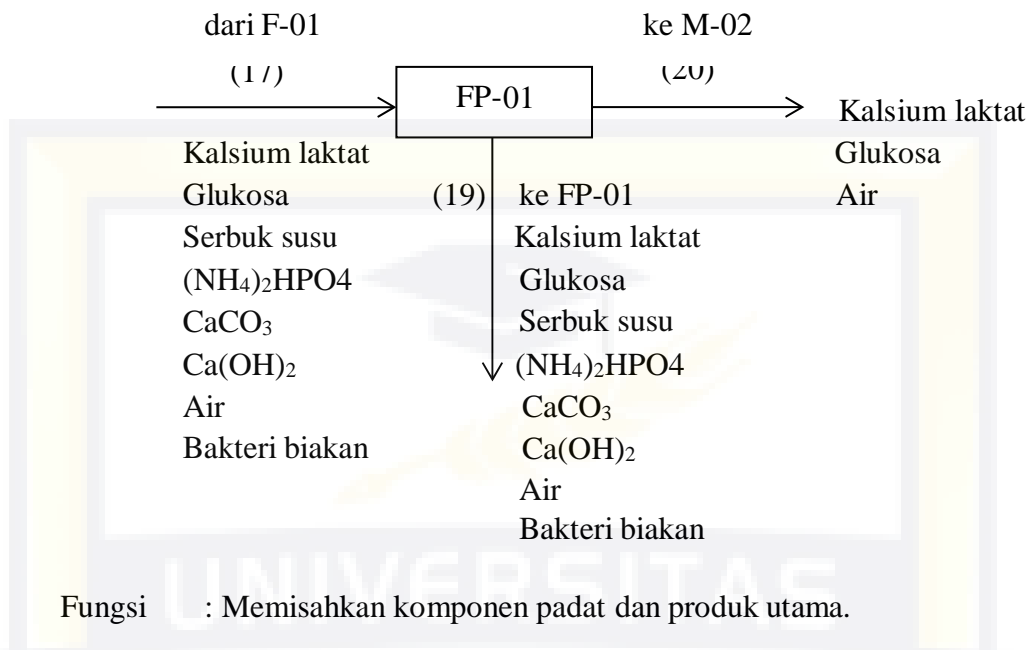
$$= 4.253,342 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.8 Neraca Massa Dekanter (D -01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Alur 15	Alur 16	Alur 17	Alur 18
Glukosa	7,843		0,784	7,059
Air	3.889,014	836,921	627,910	4.253,342
CaCO <sub>3</sub>	121,513		552,893	
Serbuk susu	19,608		19,608	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072		13,072	
Ca Laktat	940,408		94,041	846,367
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	267,468			
Bakteri	262,946		262,946	
Ca(OH) <sub>2</sub>		351,159	31,930	
Subtotal	5.521,872	1.188,080	1.603,184	5.106,768
<b>Total</b>	<b>6.709,952</b>		<b>6.709,952</b>	



## 9. NIAGARA PRESS-01 (NFP-01)



Fungsi : Memisahkan komponen padat dan produk utama.

Asumsi : efisiensi alat 98%.

### Alur 19

Alur 19 merupakan padatan yang tidak bisa melewati filter press dan masih mengandung 2% cairan yang masuk.

Ca-laktat	= 1,881 kg/jam
Glukosa	= 0,016 kg/jam
Air	= 12,558 kg/jam
Serbuk susu	= 19,608 kg/jam
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	= 13,072 kg/jam
CaCO <sub>3</sub>	= 552,893kg/jam
Ca(OH) <sub>2</sub>	= 31,930 kg/jam
Bakteri biakan	= 262,946 kg/jam

### Alur 20

Alur 20 adalah produk yang diinginkan, mengandung 98% cairan yang masuk.

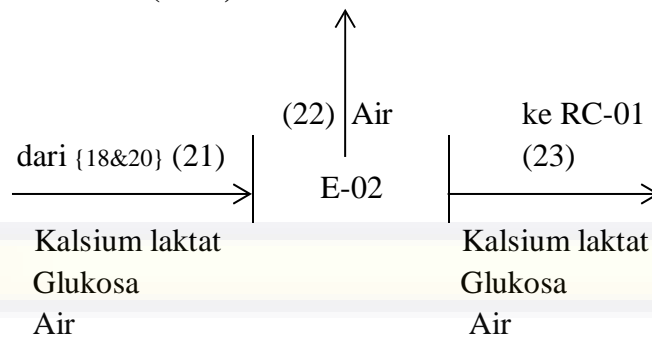
Ca-laktat	= 98% × 94,041	= 92,160 kg/jam
Glukosa	= 98% × 0,784	= 0,768kg/jam

$$\text{Air} = 98\% \times 627,910 = 615,352 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.9 Neraca Massa Niagara Filter Press (FP -01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 17	Alur 19	Alur 20
Ca laktat	94,041	1,881	92,160
Glukosa	0,784	0,016	0,768
Air	627,910	12,558	615,352
Serbuk susu	19,608	19,608	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	13,072	
CaCO <sub>3</sub>	31,930	31,930	
Ca(OH) <sub>2</sub>	552,893	552,893	
Bakteri	262,946	262,946	
Sub Total	1.603,184	894,904	708,280
<b>Total</b>	<b>1.603,184</b>	<b>1.603,184</b>	

## 10. EVAPORATOR (E-02)



Fungsi : Menguapkan air pada produk pada suhu 107°C

Asumsi : Efisiensi alat 99,99%

### Alur 22

Alur 22 adalah produk atas evaporator berupa air

$$\begin{aligned} \text{Air} &= 99,99\% \times 4.868,694\text{kg} \\ &= 4.868,207 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Alur 23

Alur 23 adalah produk bawah evaporator yaitu komponen yang tidak menguap pada suhu 107°C dan sedikit air.

$$\text{Kalsium laktat} = 938,527 \text{ kg/jam}$$

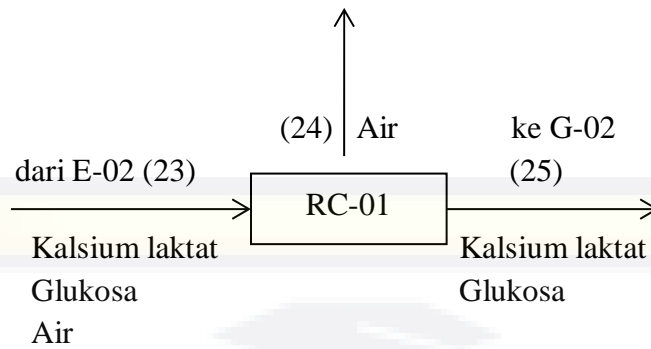
$$\text{Glukosa} = 7,827 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Air} &= 4.868,694 - 4.868,207 \\ &= 0,487 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.12 Neraca Massa Evaporator (E-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 21	Alur 22	Alur 23
Kalsium laktat	938,527		938,527
Glukosa	7,827		7,827
Air	4.868,694	4.868,207	0,487
Sub Total	5.815,048	4.868,207	946,841
<b>Total</b>	<b>5.815,048</b>	<b>5.815,048</b>	

## 11. ROTARY COOLER (RC-01)



Fungsi : menguapkan sisa kandungan air sehingga produk berubah bentuk menjadi padat.

### Alur 24

Alur 24 adalah produk atas spray dryer berupa uap air.

Air = 0,487 kg

### Alur 25

Kalsium laktat = 938,527 kg

Glukosa = 7,827 kg

Tabel A.13 Neraca Massa Rotary Cooler (RC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Alur 23	Alur 24	Alur 25
Kalsium laktat	938,527		938,527
Glukosa	7,827		7,827
Air	0,487	0,487	
Subtotal	946,841	0,487	946,354
<b>Total</b>	<b>946,841</b>	<b>946,841</b>	

**LAMPIRAN B**  
**PERHITUNGAN NERACA PANAS**

Pra rancangan pabrik kalsium laktat dari ubi kayu dengan kapasitas 7.000 ton/tahun menggunakan alur sebagai berikut:

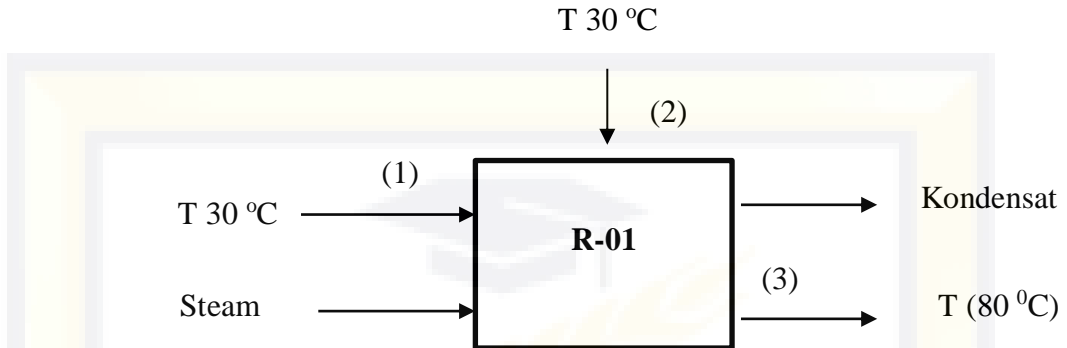
Kapasitas produksi : 7.000 ton/tahun  
Jumlah hari kerja : 330 hari  
Jumlah kerja per hari : 24 jam  
Temperatur referensi : 25°C (298 K)  
Satuan panas : kkal/jam

Data:

Data CP	
Karbohidrat	47,12
Protein	90,58
Lemak	56,88
Abu	5,88
Air	17,99

## 1. Reaktor (R-01)

Fungsi : Untuk mereaksikan karbohidrat dengan air menggunakan katalais HCl untuk menghasilkan glukosa.



### Panas Masuk Alur 1

$$Q = n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT$$

$$T_{\text{in}} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{\text{karbo}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 5,696 \int_{298}^{303} 47,12 \times (303 - 298) \text{K} \\ &= 1.342,003 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{protein}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,218 \int_{298}^{303} 90,58 \times (303 - 298) \text{K} \\ &= 98,989 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{lemak}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,046 \int_{298}^{303} 56,88 \times (303 - 298) \text{K} \\ &= 13,191 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Abu}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 1,440 \int_{298}^{303} 5,88 \times (303 - 298) \text{K} \\ &= 42,349 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 92,336 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{K} \\ &= 8.305,633 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Karbohidrat	922,77	162	5,696	47,12	5	1.342,003
Protein	31,911	146	0,218	90,58	5	98,989
Lemak	7,978	172	0,046	56,88	5	13,191
Abu	34,571	24	1,440	5,88	5	42,349
Air	1662,05	18	92,336	17,99	5	8.305,633
Total	2659,28					9.802,167

### Panas Masuk Alur 2

$$Q = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT$$

$$T_{\text{in}} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{\text{HCl}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT \\ &= 28,748 \int_{298}^{303} 21,24 \times (303 - 298) \text{K} \\ &= 3.053,142 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Air}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT \\ &= 539,740 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{K} \\ &= 48.549,632 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
HCl	1.049,338	36,5	28,748	21,24	5	3.053,142
Air	9.715,324	18	539,740	17,99	5	48.549,632
Total	10.764,662					51.602,775

### Panas Keluar Alur 3

$$T = 80^{\circ}\text{C} = 353 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{\text{karbo}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT \\ &= 0,854 \int_{298}^{353} 47,12 \times (353 - 298) \text{ K} \\ &= 2.214,554 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{protein}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT \\ &= 0,218 \int_{298}^{353} 90,58 \times (353 - 298) \text{ K} \\ &= 1.088,886 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{lemak}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT \\ &= 0,046 \int_{298}^{353} 56,88 \times (353 - 298) \text{ K} \\ &= 145,106 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Abu}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT \\ &= 1,440 \int_{298}^{353} 5,88 \times (353 - 298) \text{ K} \\ &= 465,844 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT \\ &= 627,234 \int_{298}^{353} 17,99 \times (353 - 298) \text{ K} \\ &= 620.617,450 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{HCl}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT \\ &= 28,748 \int_{298}^{353} 21,24 \times (353 - 298) \text{ K} \\ &= 33.584,565 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Glukosa}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT \\ &= 6,703 \int_{298}^{353} 54,04 \times (353 - 298) \text{ K} \\ &= 19.924,897 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$



Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Karbohidrat	138,431	162	0,854	47,12	55	2.214,554
Protein	31,911	146	0,218	90,58	55	1.088,886
Lemak	7,978	172	0,046	56,88	55	145,106
Air	11.290,226	18	627,234	17,99	55	620.617,450
Abu	34,571	24	1,440	5,88	55	465,844
HCL	1.049,338	36.5	28,748	21,24	55	33.584,565
Glukosa	871,488	130	6,703	54,04	55	19.924,897
Total	13.423,943					678.041,305

Panas reaksi

HCl



Diketahui :

$$\Delta H_{f298} C_6H_{10}O_5 = 124 \times 10^3 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} H_2O = 68,317 \times 10^3 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} (C_6H_{12}O_6) = -673 \times 10^3 \text{ kkal/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{f298} &= \Delta H_{f \text{ produk}} - \Delta H_{f \text{ reaktan}} \\ &= \Delta H_{f} C_6H_{12}O_6 - \Delta H_{f} C_6H_{10}O_5 + \Delta H_{f} H_2O \\ &= -673 \times 10^3 \text{ kkal/kmol} - [-124 \times 10^3 \text{ kkal/kmol} + (-68,317 \times 10^3)] \\ &= -480683 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaktan}} &= N_{C_6H_{10}O_5} \int_{298}^{303} C_p C_6H_{10}O_5 dT + N_{\text{air}} \int_{298}^{303} C_p \text{ air } dT \\ &= 99.647,636 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{produk}} &= N_{\text{glukosa}} \int_{298}^{303} C_p \text{ glukosa } dT \\ &= 19.924,897 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta HR &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{f298} \times r \\ &= 19.924,897 - 99.647,636 + (-4.800.683) \times 6,703 \\ &= 3.212.103,2 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ steam} &= \text{Panas Keluar} - \text{Panas Masuk} - \Delta HR \\ &= 3.828.739,61 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Digunakan steam,  $\lambda = 551,2225 \text{ kkal/kg}$  (Perry,1992)

Steam yang digunakan berasal dari ketel uap pada peralatan utilitas, suhu yang masuk 30°C sehingga tidak memerlukan heater.

Jumlah steam yang dibutuhkan :

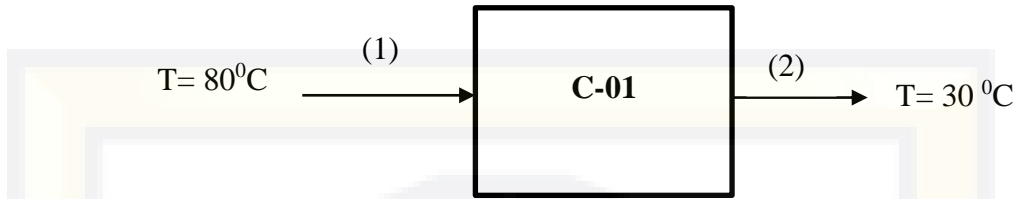
$$m = \frac{3.828.739,61 \text{ kkal/jam}}{551,2225 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 6.945 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (Kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Karbohidrat	1.342,003		2.214,554
Protein	98,989		1.088,886
Lemak	13,191		145,106
Air	8.305,633	48.549,632	620.617,450
Abu	42,349		465,844
HCl		3.053,142	33.584,565
Glukosa			19.924,897
Panas Reaksi			3.212.103,250
Q steam		3.828.739,612	
<b>Total</b>	<b>3.890.144,552</b>		<b>3.890.144,552</b>

## 2. COOLER (C-01)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur produk reaktan dari 80°C menjadi 30°C



### Panas Masuk Alur 1

$$Q = n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT$$

$$T_{\text{in}} = 80^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

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

$$Q_{\text{karbo}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT$$

$$= 0,854 \int_{298}^{353} 47,12 \times (353 - 298) \text{ K}$$
$$= 2.214,554 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{protein}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT$$

$$= 0,218 \int_{298}^{353} 90,58 \times (353 - 298) \text{ K}$$
$$= 1.088,886 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{lemak}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT$$

$$= 0,046 \int_{298}^{353} 56,88 \times (353 - 298) \text{ K}$$
$$= 145,106 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Abu}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT$$

$$= 1,440 \int_{298}^{353} 5,88 \times (353 - 298) \text{ K}$$
$$= 465,844 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{air}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT$$

$$= 627,234 \int_{298}^{353} 17,99 \times (353 - 298) \text{ K}$$
$$= 620.617,450 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{HCl}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT$$

$$= 28,748 \int_{298}^{353} 21,24 \times (353 - 298) \text{ K}$$

$$= 33.584,565 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Glukosa}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT$$

$$= 6,703 \int_{298}^{353} 54,04 \times (353 - 298) K$$

$$= 19.924,897 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Karbohidrat	138,431	162	0,854	47,12	55	2.214,554
Protein	31,911	146	0,218	90,58	55	1.088,886
Lemak	7,978	172	0,046	56,88	55	145,106
Air	11.290,226	18	627,234	17,99	55	620.617,450
Abu	34,571	24	1,440	5,88	55	465,844
HCL	1.049,338	36.5	28,748	21,24	55	33.584,565
Glukosa	871,488	130	6,703	54,04	55	19.924,897
Total	13.423,943					678.041,305

### Panas Keluar Alur 2

$$T_{\text{out}} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$Q_{\text{karbo}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT$$

$$= 0,854 \int_{298}^{303} 47,12 \times (303 - 298) K$$

$$= 201,323 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{protein}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT$$

$$= 0,218 \int_{298}^{303} 90,58 \times (303 - 298) K$$

$$= 98,989 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{lemak}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT$$

$$= 0,046 \int_{298}^{303} 56,88 \times (303 - 298) K$$

$$= 13,191 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Abu}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT$$

$$= 1,440 \int_{298}^{303} 5,88 \times (303 - 298) K$$

$$= 42,349 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 627,234 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) K \\ &= 56.419,768 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{HCl}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 28,748 \int_{298}^{303} 21,24 \times (303 - 298) K \\ &= 3.053,142 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Glukosa}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 6,703 \int_{298}^{303} 54,04 \times (303 - 298) K \\ &= 1.811,354 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Karbohidrat	138,431	162	0,854	47,12	55	201,323
Protein	31,911	146	0,218	90,58	55	98,989
Lemak	7,978	172	0,046	56,88	55	13,191
Air	11.290,226	18	627,234	17,99	55	56.419,768
Abu	34,571	24	1,440	5,88	55	42,349
HCL	1.049,338	36.5	28,748	21,24	55	3.053,142
Glukosa	871,488	130	6,703	54,04	55	1.811,354
Total	13.423,943					61.640,116

$$\begin{aligned} Q_{\text{pendingin}} &= 61.640,118 - 678.041,305 \text{ kkal/jam} \\ &= -616.401,190 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Digunakan air pendingin pada 27°C,  $C_p = 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{K}$  (Perry, 1992)

Jumlah air yang dibutuhkan :

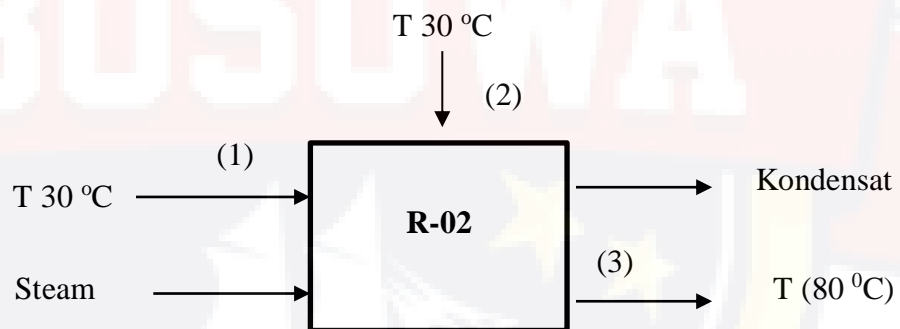
$$\begin{aligned} m &= \frac{616.401,190 \text{ kkal/jam}}{1 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \cdot \text{K}(313 - 293) \text{K}} \\ &= 0.629,687 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Cooler

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Karbohidrat	2.214,554		201,323
Protein	1.088,886		98,989
Lemak	145,106		13,191
Air	620.617,450		56.419,768
Abu	465,844		42,349
HCL	33.584,565		3.053,142
Glukosa	19.924,897		1.811,354
Q pendingin		-616.401,186	
<b>Total</b>	<b>61.640,116</b>		<b>61.640,116</b>

### 3. NETRALIZER (R-02)

Fungsi : Untuk menetralkan HCl dalam produk dengan penambahan NaOH



#### Panas Masuk Alur 1

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$Q_{air} = n \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p dT$$

$$= 564,511 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 50.777,789 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{HCl} = n \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p dT$$

$$= 25,874 \int_{298}^{303} 21,24 \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 2.747,827 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Glukosa}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T^R} C_p dT$$

$$= 4,357 \int_{298}^{303} 54,04 \times (303 - 298) K$$

$$= 1.177,379 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F	BM	N	Cp	dT	Q
Air	10.161,203	18	564,511	17,99	5	50.777,789
HCl	944,404	36,5	25,874	21,24	5	2.747,827
Glukosa	784,339	180	4,357	54,04	5	1.177,379
Total	11.889,946					54.702,996

### Panas Masuk Alur 2

$$Q_{\text{air}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T^R} C_p dT$$

$$= 1.417,221 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) K$$

$$= 127.479,033 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{NaOH}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T^R} C_p dT$$

$$= 25,615 \int_{298}^{303} 38 \times (303 - 298) K$$

$$= 54.866,850 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
NaOH	1024.6	40	25.615	38	5	4866.85
Air	25509.979	18	1417.221056	17.99	5	127479.0339
Total	26534.579					132.345,8839

### Panas Keluar Alur 3

$$T_{\text{out}} = 80^\circ\text{C}$$

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

$$Q_{\text{air}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T^R} C_p dT$$

$$= 2.007,347 \int_{298}^{303} 17,99 \times (353 - 298) K$$

$$= 180.560,892 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{HCl}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T^R} C_p dT$$

$$= 0,259 \int_{298}^{303} 21,24 \times (353 - 298)K$$

$$= 27,513 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Glukosa}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT$$

$$= 4,357 \int_{298}^{303} 54,04 \times (353 - 298)K$$

$$= 1.177,379 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{NaCl}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_R} C_p dT$$

$$= 25,615 \int_{298}^{303} 15,99 \times (353 - 298)K$$

$$= 2.047,919 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Air	36.132,252	18	2.007,347	17,99	5	180560,892
HCl	9,456	36,5	0,259	21,24	5	27,513
Glukosa	784,339	180	4,357	54,04	5	1177,379
NaCl	1.498,478	58,5	25,615	15,99	5	2047,919
Total	38.424,525					183813,705

Panas reaksi



Diketahui :

$$\Delta H_{f298} \text{ HCl} = -22,063 \times 10^3 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ NaOH} = -101,72 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ NaCl} = -98,27 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ H}_2\text{O} = -68,317 \times 10^3 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} = \Delta H_{f \text{ produk}} - \Delta H_{f \text{ reaktan}}$$

$$= [-98,27 + (-68,317 \times 10^3)] - [-22,063 \times 10^3 + (-101,72)]$$

$$= -46.250,55 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f \text{ reaktan}} = N_{\text{HCl}} \int_{298}^{303} C_p \text{ HCl} dT + N_{\text{NaOH}} \int_{298}^{303} C_p \text{ NaOH} dT$$

$$= 2.747,827 \text{ kkal/jam} + 4.866,850 \text{ kkal/jam}$$

$$= 7.614,677 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_{f \text{ produk}} = N_{\text{NaCl}} \int_{298}^{303} C_p \text{ NaCl} dT + N_{\text{air}} \int_{298}^{303} C_p \text{ air} dT$$

$$= 2.047,919 \text{ kkal/jam} + 180.560,892 \text{ kkal/jam}$$

$$= 182.608,813 \text{ kkal/jam}$$



$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_f 298 \times r \\ &= 182.608,813 - 7.614,677 + [-46.250,55 \times 25,615] \\ &= 1.009.714,099 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{steam}} &= Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} - Q_{\text{reaksi}} \\ &= 1.189.087,737 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Digunakan steam,  $\lambda = 551,2225 \text{ kkal/kg}$  (Perry,1992)

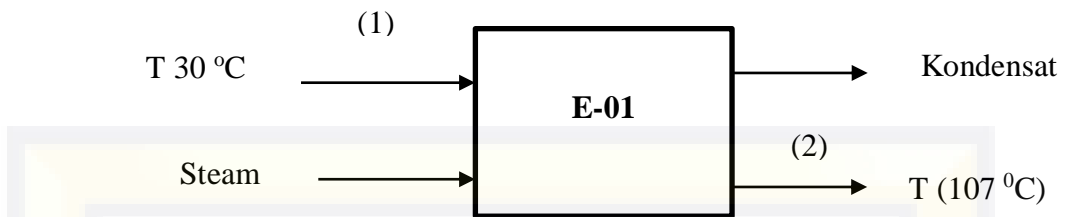
$$\begin{aligned}\text{Jumlah steam yang dibutuhkan, m} &= \frac{1.058.982,411 \text{ kkal/jam}}{551,2225 \text{ kkal/kg}} \\ &= 1.921,152 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

#### Neraca Panas Netralizer

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Air	50.777,789	127.479,033	180.560,892
HCl	2.747,827		27,513
Glukosa	1.177,379		1.177,379
NaOH		4.866,850	2.047,919
NaCl			183.813,705
Qreaksi			1.009.714,099
Q steam		1.189.087,737	
sub total	54.702,996	1.321.433,620	1.376.136,615
<b>Total</b>	<b>1.376.136,615</b>		<b>1.376.136,615</b>

#### 4. EVAPORATOR (E-01)

Fungsi : Untuk menguapkan air dan sisa HCl dalam produk



##### Panas Masuk Alur 1

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{air} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 60,220 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 5.416,829 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{HCl} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 0,007 \int_{298}^{303} 21,24 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 0,823 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Glukosa} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 4,357 \int_{298}^{303} 54,04 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 1.177,379 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Air	1083,968	18	60,220	17,99	5	5.416,828
HCl	0,283	36,5	0,007	21,24	5	0,823
Glukosa	784,339	180	4,357	54,04	5	1.177,379
Total						6.595,032

##### Panas Keluar Alur 2

$$T_{out} = 107^{\circ}\text{C} = 380 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{air} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 60,214 \int_{298}^{380} 17,99 \times (380 - 298) \text{ K} \end{aligned}$$

$$= 88.827,144 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{HCl}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT$$

$$= 133,338 \int_{298}^{380} 21,24 \times (380 - 298) \text{K}$$

$$= 415.482,317 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Air	1083,86	18	60,214	17,99	82	88.827,144
HCl	4866,85	36,5	133,338	38	82	415.482,317
Total	5950,71					504.309,462

$$Q_{\text{air}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT$$

$$= 0,006 \int_{298}^{380} 17,99 \times (380 - 298) \text{K}$$

$$= 8,851 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Glukosa}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT$$

$$= 4,357 \int_{298}^{380} 54,04 \times (380 - 298) \text{K}$$

$$= 19.309,031 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Air	0,108	18	0,006	17,99	82	8,851
Glukosa	784,339	180	4,357	54,04	82	19.309,031
Total	784,447					19.317,882

$$Q_{\text{steam}} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (19.317,882 + 504.309,462) - 6.595,032$$

$$= 517.032,312 \text{ kkal/jam}$$

Digunakan steam,  $\lambda = 551,2225 \text{ kkal/kg}$  (Perry, 1992)

Jumlah steam yang dibutuhkan:

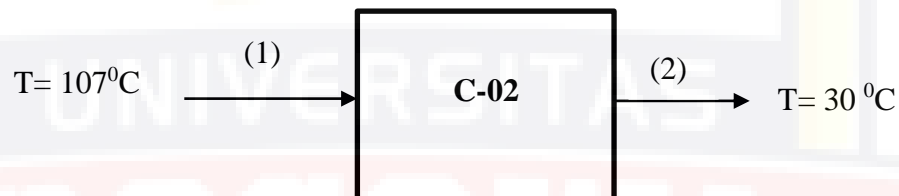
$$m = \frac{517.032,312 \text{ kkal/jam}}{551,2225 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 937,973 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)	
	Q1	Q2	Q3
Air	5.416,829	88.827,144	8,851
HCl	0,823	415.482,317	
Glukosa	1.177,379		19.309,031
Q steam	517.032,312		
Total	523.627,343	523.627,343	

### 5. COOLER (C-02)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk evaporator dari 107°C menjadi 30°C



#### Panas Masuk Alur 1

$$T_{in} = 107^{\circ}\text{C} = 380 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{air} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,006 \int_{298}^{380} 17,99 \times (380 - 298) \text{ K} \\ &= 8,851 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Glukosa} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 4,357 \int_{298}^{380} 54,04 \times (380 - 298) \text{ K} \\ &= 19.309,031 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Air	0,108	18	0,006	17,99	82	8,851
Glukosa	784,339	180	4,357	54,04	82	19.309,031
Total	784,447					19.317,882

### Panas Keluar Alur 2

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,006 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 0,540 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Glukosa}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{TR} C_p dT \\ &= 4,357 \int_{298}^{303} 54,04 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 1.177,379 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Air	0,108	18	0,006	17,99	5	0,539
Glukosa	784,339	180	4,357	54,04	5	1.177,379
Total	784,447					1.177,919

$$\begin{aligned} Q_{\text{pendingin}} &= 1.177,919 - 19.317,882 \\ &= -18.139,963 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Digunakan air pendingin pada  $27^{\circ}\text{C}$ ,  $C_p = 1 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{K}$  (Perry, 1992)

Jumlah air yang dibutuhkan

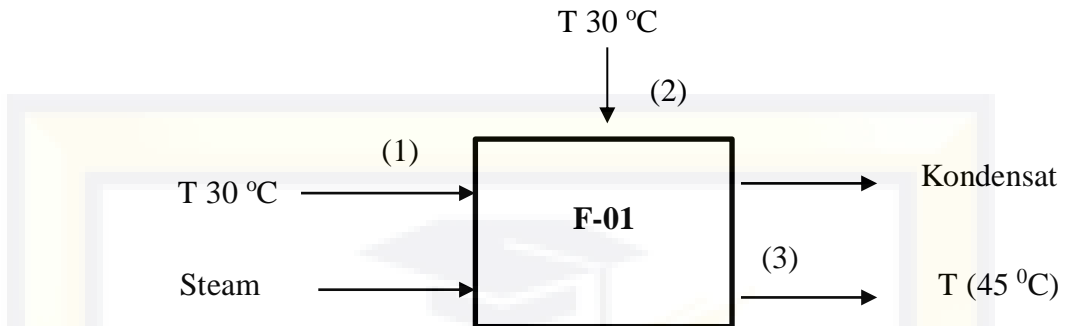
$$\begin{aligned} m &= \frac{-18.139,963 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg.K}(313 - 293) \text{ K}} \\ &= 1.813,996 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Cooler

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Air	8,851		0,540
Glukosa	19.309,031		1.177,379
Q pendingin		-18.139,963	
Total	1.177,919		1.177,919

## 6. FERMENTOR (F-01)

Fungsi : Untuk memproduksi calsium laktat dengan bantuan bakteri biakan



### Panas masuk

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{air} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 216,056 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 19.434,267 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Glukosa} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 4,357 \int_{298}^{303} 54,04 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 1.177,380 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{CaCO_3} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 5,528 \int_{298}^{303} 20,42 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 564,504 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{(NH_4)_2HPO_4} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,099 \int_{298}^{303} 51,6 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 25,550 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Diasumsikan tidak ada perubahan panas yang disebabkan oleh bakteri biakan, dimana panas yang dibawa bakterimasuk sama dengan panas bakteri yang dikeluarkan pada alur, sehingga  $Q_{bakteri} = 0$ .

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Glukosa	784,339	180	4,357	54,04	5	1.177,380
Air	3.889,014	18	216,056	17,99	5	19.434,267
CaCO <sub>3</sub>	552,893	100	5,528	20,42	5	564,504
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	132	0,099	51,6	5	25,550
Total	5.239,318					21.201,701

### Panas keluar

$$T_{\text{out}} = 45^{\circ}\text{C} = 318 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 216,056 \int_{298}^{318} 17,99 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 77.737,069 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Glukosa}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 0,043 \int_{298}^{318} 54,04 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 47,092 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{CaCO}_3} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 1,215 \int_{298}^{318} 20,42 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 496,259 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{(NH}_4\text{)}_2\text{HPO}_4} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 0,099 \int_{298}^{318} 51,6 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 102,199 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Calaktat}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 4,313 \int_{298}^{318} 99,12 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 8.551,673 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{CO}_3} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT$$

$$= 4,314 \int_{298}^{318} 30,4 \times (318 - 298) \text{ K}$$

$$= 2.622,912 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Glukosa	7,843	180	0,043	54,04	20	47,092
Air	3.889,014	18	216,056	17,99	20	77.737,069
CaCO <sub>3</sub>	121,513	100	1,215	20,42	20	496,259
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	132	0,099	51,6	20	102,199
Ca-Laktat	940,408	218	4,313	99,12	20	8.551,673
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	267,468	62	4,314	30,4	20	2.622,912
Total	5.239,318					89.557,205

Panas reaksi



Diketahui :

$$\Delta H_{f298} \text{ Asam laktat} = -198,9 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ CaCO}_3 = -298,5 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ Ca-laktat} = -356,3 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ H}_2\text{CO}_3 = -167,19 \text{ kkal/kmol} \quad (\text{Perry, 1992})$$

$$\Delta H_{f298} = \Delta H_{f \text{ produk}} - \Delta H_{f \text{ reaktan}}$$

$$= \Delta H_{f \text{ Ca-laktat}} + \Delta H_{f \text{ H}_2\text{CO}_3} - \Delta H_{f \text{ asam laktat}} + \Delta H_{f \text{ CaCO}_3}$$

$$= [-356,3 + (-167,19)] - [-198,9 + (-289,5)]$$

$$= -35,09 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = 2 N_{\text{asam laktat}} \int_{298}^{303} C_p \text{ asam laktat} dT + N_{\text{CaCO}_3} \int_{298}^{303} C_p \text{ CaCO}_3 dT$$

$$= 2 (4,313) \int_{298}^{303} 56,66 (303-298) + 1,215 \int_{298}^{303} 20,42 (303-298)$$

$$= 2443,746 + 124,051$$

$$= 2.567,797 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = N_{\text{Ca-laktat}} \int_{298}^{318} C_p \text{ Ca-laktat} dT + N_{\text{H}_2\text{CO}_3} \int_{298}^{318} C_p \text{ H}_2\text{CO}_3 dT$$

$$= 8.551,673 + 2.622,912$$



$$= 11.174,585 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta HR &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{f 298} \times r \\ &= 11.174,585 - 4.399,901 + -35,09 \times 4,313 \\ &= 8.758,13 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= 89.557,205 - 21.201,700 - 8.758,132 \\ &= 59.597,372 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Digunakan steam,  $\lambda = 551,2225 \text{ kkal/kg}$  (Perry, 1992)

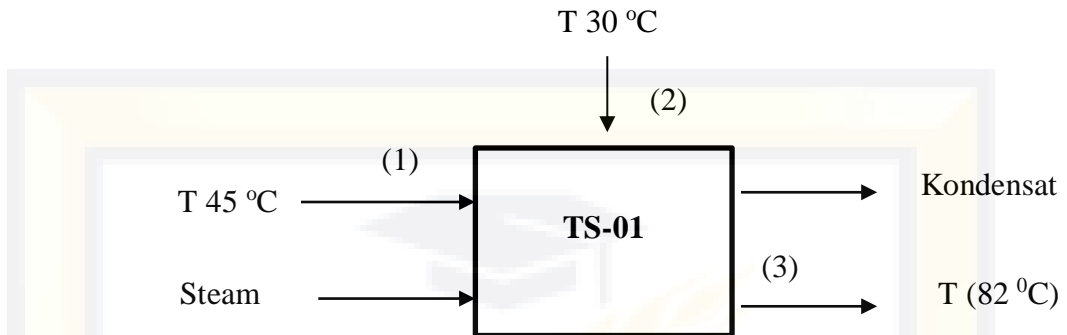
$$\begin{aligned} \text{Jumlah steam yang dibutuhkan, } m &= \frac{59.597,372 \text{ kkal/jam}}{551,2225 \text{ kkal/kg}} \\ &= 111,920 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### Neraca Panas Fermentor

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Glukosa	1.177,380		47,092
Air	19.434,267		77.737,068
CaCO <sub>3</sub>	564,504		496,259
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	25,550		102,199
Ca Laktat			8.551,673
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>			2.622,912
Reaksi	8.758,132		
Q Steam		59.597,372	
Total	89.557,203		89.557,203

## 7. TANGKI STERILISASI (TS-01)

Fungsi : untuk mensterilkan produk hasil fermentasi



### Panas Masuk

$$T_{in} = 45^{\circ}\text{C} = 318\text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{air} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 216,056 \int_{298}^{318} 17,99 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 77.737,068 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Glukosa} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,043 \int_{298}^{318} 54,04 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 47,092 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{CaCO_3} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 1,215 \int_{298}^{318} 20,42 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 496,259 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{(NH_4)_2HPO_4} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,099 \int_{298}^{318} 51,6 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 102,199 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Ca\text{ laktat}} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 4,313 \int_{298}^{318} 99,12 \times (318 - 298) \text{ K} \\ &= 8.551,673 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2CO_3} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 4,314 \int_{298}^{318} 30,4 \times (318 - 298) \text{ K} \end{aligned}$$

$$= 2.622,912 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Glukosa	7,843	180	0,043	54,04	20	47,092
Air	3.889,014	18	216,056	17,99	20	77.737,068
CaCO <sub>3</sub>	121,513	100	1,215	20,42	20	496,259
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	132	0,099	51,6	20	102,199
Ca-Laktat	940,408	218	4,313	99,12	20	8.551,673
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	267,468	62	4,314	30,4	20	2.622,912
Total	5.239,318					89.557,205

### Panas keluar

$$T_{\text{out}} = 82^{\circ}\text{C} = 355 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 216,056 \int_{298}^{355} 17,99 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 221.550,645 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Glukosa}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 0,043 \int_{298}^{355} 54,04 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 134,215 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{CaCO}_3} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 1,215 \int_{298}^{355} 20,42 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 1.414,338 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{(NH}_4\text{)}_2\text{HPO}_4} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 0,099 \int_{298}^{355} 51,6 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 291,267 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Ca laktat}} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT \\ &= 4,313 \int_{298}^{355} 99,12 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 24.372,269 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{CO}_3} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{\text{TR}} C_p dT \\
 &= 4,314 \int_{298}^{355} 30,4 \times (355 - 298) K \\
 &= 7.475,299 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Glukosa	7,843	180	0,043	54,04	57	134,214
Air	3.889,014	18	216,056	17,99	57	221.550,645
CaCO <sub>3</sub>	121,513	100	1,215	20,42	57	1.414,338
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	132	0,099	51,6	57	291,267
Ca-Laktat	940,408	218	4,313	99,12	57	24.372,269
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	267,468	62	4,314	30,4	57	7.475,299
Total	5.239,318					255.238,035

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= 255.238,035 - 89.557,205 \\
 &= 165.680,83 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Digunakan steam,  $\lambda = 551,2225 \text{ kkal/kg}$  (Perry, 1992)

Jumlah steam yang dibutuhkan,

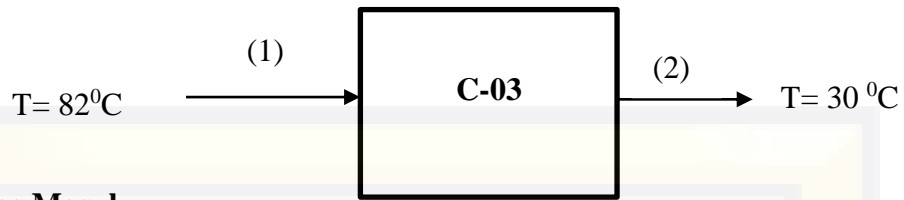
$$\begin{aligned}
 m &= \frac{165.680,83 \text{ kkal/jam}}{551,2225 \text{ kkal/kg}} \\
 &= 300,569 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

### Neraca Panas Sterilisasi

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Glukosa	47,092		134,215
Air	77.737,068		221.550,645
CaCO <sub>3</sub>	496,259		1.414,338
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	102,199		291,267
Ca Laktat	8.551,673		24.372,269
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	2.622,912		7.475,299
Qsteam		165.680,830	
<b>Total</b>	<b>255.238,033</b>		<b>255.238,033</b>

## 8. COOLER (C-03)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk dari sterilisasi dari 82°C menjadi 30°C.



### Panas Masuk

$$T_{in} = 82^{\circ}\text{C} = 355 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{air} &= n \int_{T_{reft}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= 216,056 \int_{298}^{355} 17,99 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 221.550,645 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Glukosa} &= n \int_{T_{reft}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= 0,043 \int_{298}^{355} 54,04 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 134,215 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{CaCO_3} &= n \int_{T_{reft}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= 1,215 \int_{298}^{355} 20,42 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 1.414,338 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{(NH_4)_2HPO_4} &= n \int_{T_{reft}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= 0,099 \int_{298}^{355} 51,6 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 291,267 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Ca \text{ laktat}} &= n \int_{T_{reft}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= 4,313 \int_{298}^{355} 99,12 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 24.372,269 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2CO_3} &= n \int_{T_{reft}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= 4,314 \int_{298}^{355} 30,4 \times (355 - 298) \text{ K} \\ &= 7.475,299 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Glukosa	7,843	180	0,043	54,04	57	134,214
Air	3.889,014	18	216,056	17,99	57	221.550,645
CaCO <sub>3</sub>	121,513	100	1,215	20,42	57	1.414,338
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	132	0,099	51,6	57	291,267
Ca-Laktat	940,408	218	4,313	99,12	57	24.372,269
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	267,468	62	4,314	30,4	57	7.475,299
Total	5.239,318					255.238,035

**Panas keluar**  $T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$

$$T_{\text{out}} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$Q_{\text{air}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT$$

$$= 216,056 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 19.434,267 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Glukosa}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT$$

$$= 0,043 \int_{298}^{303} 54,04 \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 11,773 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{CaCO}_3} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT$$

$$= 1,215 \int_{298}^{303} 20,42 \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 124,064 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{(NH}_4\text{)}_2\text{HPO}_4} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT$$

$$= 0,099 \int_{298}^{303} 51,6 \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 25,549 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Ca laktat}} = n \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{R}}} C_p dT$$

$$= 4,313 \int_{298}^{303} 99,12 \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 2.137,928 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{CO}_3} &= n \int_{T_{\text{reff}}}^{T^R} C_p dT \\
 &= 4,314 \int_{298}^{303} 30,4 \times (303 - 298) K \\
 &= 665,728 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Glukosa	7,843	180	0,043	54,04	5	11,773
Air	3.889,014	18	216,056	17,99	5	19434,267
CaCO <sub>3</sub>	121,513	100	1,215	20,42	5	124,064
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	132	0,099	51,6	5	25,549
Ca-Laktat	940,408	218	4,313	99,12	5	2137,918
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	267,468	62	4,314	30,4	5	655,728
Total	5.239,318					22389,301

$$Q_{\text{pendingin}} = 22.389,301 - 255.238,035$$

$$= -232.848,734 \text{ kkal/jam}$$

Digunakan air pada 27°C, Cp = 1 kkal/kg.K (Perry, 1992)

Jumlah pendingin yang dibutuhkan

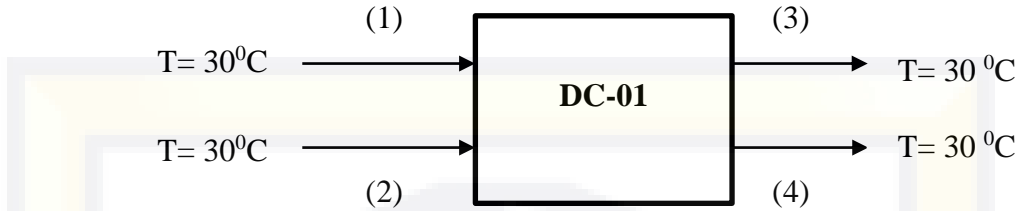
$$\begin{aligned}
 m &= \frac{232.848,734 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg.K} (303 - 293)} \\
 &= -23.284,873 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Cooler

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Glukosa	134,215		11,773
Air	221.550,645		19434,267
CaCO <sub>3</sub>	1.414,338		124,064
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	291,267		25,549
Ca Laktat	24.372,269		2137,918
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	7.475,299		655,728
Qsteam		-232848.734	
Total	22.389,299		22.389,299

## 9. DECANTER (DC-01)

Fungsi : Untuk memisahkan produk ca-laktat dari zat pengotor dan mereaksikan  $\text{H}_2\text{CO}_3$  dengan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  untuk menghasilkan  $\text{CaCO}_3$



### Neraca Panas Masuk

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{air} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 216,056 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 19.434,267 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Glukosa} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 0,043 \int_{298}^{303} 54,04 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 11,773 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{CaCO}_3} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 1,215 \int_{298}^{303} 20,42 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 124,064 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 0,099 \int_{298}^{303} 51,6 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 25,549 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Ca laktat}} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 4,313 \int_{298}^{303} 99,12 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 2.137,928 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{CO}_3} &= n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT \\ &= 4,314 \int_{298}^{303} 30,4 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 665,728 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$



Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Glukosa	7,843	180	0,043	54,04	5	11,773
Air	3.889,014	18	216,056	17,99	5	19434,267
CaCO <sub>3</sub>	121,513	100	1,215	20,42	5	124,064
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	132	0,099	51,6	5	25,549
Ca-Laktat	940,408	218	4,313	99,12	5	2137,918
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	267,468	62	4,314	30,4	5	655,728
Total	5.239,318					22389,301

### Neraca Panas Masuk

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$Q_{air} = n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT$$

$$= 46,495 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 4.182,280 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{Ca(OH)_2} = n \int_{T_{reff}}^{T_R} C_p dT$$

$$= 4,745 \int_{298}^{303} 21,4 \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 507,756 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Air	836,921	18	46,495	17,99	5	4.182,280
Ca(OH) <sub>2</sub>	351,159	74	4,745	21,4	5	507,756
Total	1.188,08					4.690,037

### Neraca Panas Keluar

$$T_{out} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Glukosa	0,784	180	0,004	54,04	5	1,177
Air	4.253,342	18	236,296	17,99	5	21.254,895
CaCO <sub>3</sub>	552,893	100	5,528	20,42	5	564,504
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,072	132	0,099	51,60	5	25,550
Ca Laktat	94,041	218	0,431	99,12	5	213,792
Ca(OH) <sub>2</sub>	31,930	74	0,431	21,4	5	46,169
Tota	4.946,062					22.106,087

### Neraca Panas Keluar

$$T_{out} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Glukosa	7,059	180	0,039	54,04	5	10,596
Air	627,910	18	236,296	17,99	5	3.137,806
Ca Laktat	846,367	218	3,882	99,12	5	1.924,126
Tota						5.072,528

### Panas reaksi



Diketahui :

$$\Delta H_{f298} \text{H}_2\text{CO}_3 = -167,19 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{Ca}(\text{OH})_2 = -235,58 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{CaCO}_3 = -289,5 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{H}_2\text{O} = -683,17 \text{ kkal/kmol} \quad (\text{Perry, 1992})$$

$$\Delta H_{f298} = \Delta H_{f \text{ produk}} - \Delta H_{f \text{ reaktan}}$$

$$= \Delta H_{f \text{ CaCO}_3} + 2 \Delta H_{f \text{ H}_2\text{O}} - \Delta H_{f \text{ Ca}(\text{OH})_2} + \Delta H_{f \text{ H}_2\text{CO}_3}$$

$$= [-289,5 + 2 (-683,17)] - [-235,58 + (-167,19)]$$

$$= -1.253,070 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = N_{\text{H}_2\text{CO}_3} \int_{298}^{303} C_p_{\text{H}_2\text{CO}_3} dT + N_{\text{Ca(OH)}_2} \int_{298}^{303} C_p_{\text{Ca(OH)}_2} dT$$

$$= 6555,728 + 507,756$$

$$= 1.163,484 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = N_{\text{CaCO}_3} \int_{298}^{318} C_p_{\text{CaCO}_3} dT + 2 N_{\text{H}_2\text{O}} \int_{298}^{318} C_p_{\text{H}_2\text{O}} dT$$

$$= 564,543 + 42.509,790$$

$$= 43.074,294 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_R = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{f 298} \times r$$

$$= 43.074,294 - 1.163,484 + (-1.253,07) \times 5,528$$

$$= 34.983,841 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{steam}} = 53.200,155 \text{ kkal/jam}$$

Digunakan steam,  $\lambda = 551,2225 \text{ kkal/kg}$  (Perry,1992)

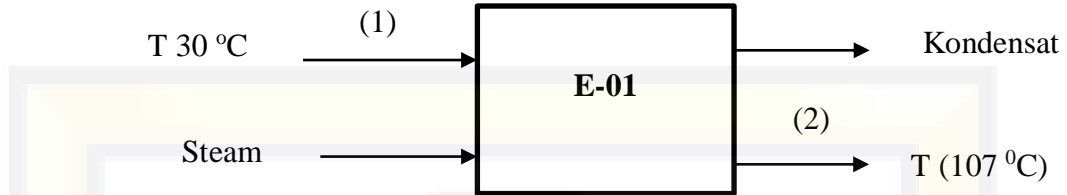
$$\text{Jumlah steam yang dibutuhkan, } m = \frac{53200,155 \text{ kkal/jam}}{551,2225 \text{ kkal/kg}} = 96,513 \text{ kg/jam}$$

#### Neraca Panas Dekanter

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)	
	Q1	Q2	Q3	Q4
Glukosa	11,773		1,177	10,596
Air	19434,267	4.182,280	21.254,895	21.254,895
CaCO <sub>3</sub>	124,064		564,503	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	25,550		25,500	
Ca Laktat	2137,918		213,792	1.924,126
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	655,728			
Ca(OH) <sub>2</sub>		507,756	46,169	
Qsteam		53.200,155		
Q reaksi			34.983,841	
<b>Total</b>	<b>80.279,493</b>		<b>80.279,493</b>	

## 10. EVAPORATOR (E-02)

Fungsi : Untuk menguapkan air dalam produk



### Panas masuk

$$T_{out} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{\text{Ca laktat}} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 4,305 \int_{298}^{303} 99,12 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 2.133,642 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 270,483 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 24.329,945 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Glukosa}} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,043 \int_{298}^{303} 54,04 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 11,749 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Ca Laktat	938,527	218	4,305	99,12	5	2133,642
Glukosa	7,827	180	0,043	54,04	5	11,749
Air	4.868,694	18	270,483	17,99	5	24.329,945
Tota	5.815,048					26.475,337

### Neraca Panas Keluar

$$T_{out} = 107^{\circ}\text{C} = 380 \text{ K}$$

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

$$Q_{\text{Ca laktat}} = n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT$$

$$= 4,305 \int_{298}^{380} 99,12 \times (380 - 298) \text{ K}$$

$$= 34.991,731 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{air}} = n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT$$

$$= 0,027 \int_{298}^{380} 17,99 \times (380 - 298) \text{ K}$$

$$= 39,911 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Glukosa}} = n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT$$

$$= 0,043 \int_{298}^{380} 54,04 \times (380 - 298) \text{ K}$$

$$= 192,686 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Ca Laktat	938,527	218	4,305	99,12	82	34.991,730
Glukosa	7,827	180	0,043	54,04	82	192,686
Air	0,487	18	0,027	17,99	82	39,911
Total	946,841					35.224,329

Panas keluar

$$T = 107^{\circ}\text{C}$$

$$Q_{\text{air}} = n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT$$

$$= 270,455 \int_{298}^{380} 17,99 \times (380 - 298) \text{ K}$$

$$= 398.971,200 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{Steam}} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 407.720,192 \text{ kkal/jam}$$

Digunakan steam,  $\lambda = 551,2225 \text{ kkal/kg}$  (Perry, 1992)

$$\text{Jumlah steam yang dibutuhkan, } m = \frac{407.720,192 \text{ kkal/jam}}{551,2225 \text{ kkal/kg}} = 739,665 \text{ kg/jam}$$

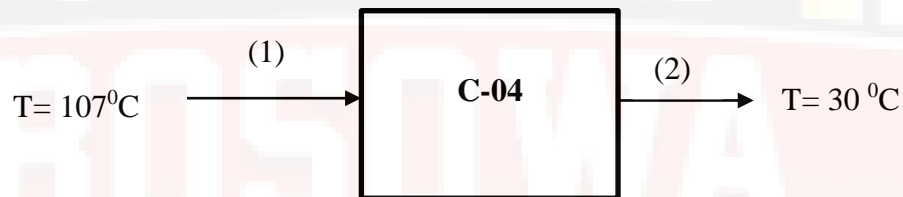
## Neraca Panas Evaporator

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)	
	Q1	Q2	Q3	Q4
Ca-Laktat	2.133,642		34991,731	
Glukosa	11,749		192,686	
Air	24.329,945		39,911	398.971,200
Qsteam		407.720,192		
<b>Total</b>	<b>434.195,528</b>		<b>434.195,528</b>	

### 11. ROTARY COOLER (C-04)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk evaporator 2 dari 107°C menjadi 30 °C

Pendingin



#### Neraca Panas Masuk

$$T_{in} = 107^{\circ}\text{C} = 380 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{\text{Ca laktat}} &= n \int_{T_{reff}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= 4,305 \int_{298}^{380} 99,12 \times (380 - 298) \text{ K} \\ &= 34.991,731 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= n \int_{T_{reff}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= 0,027 \int_{298}^{380} 17,99 \times (380 - 298) \text{ K} \\ &= 39,911 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Glukosa}} &= n \int_{T_{reff}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= 0,043 \int_{298}^{380} 54,04 \times (380 - 298) \text{ K} \\ &= 192,686 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Ca Laktat	938,527	218	4,305	99,12	82	34.991,731
Glukosa	7,827	180	0,043	54,04	82	192,686
Air	0,487	18	0,027	17,99	82	39,911
Total	946,841					35.224,329

### Neraca Panas Keluar

$$T_{out} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{Ca \text{ laktat}} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 4,305 \int_{298}^{303} 99,12 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 2.133,642 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{air} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,027 \int_{298}^{303} 17,99 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 2,433 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Glukosa} &= n \int_{T_{reff}}^{TR} C_p dT \\ &= 0,043 \int_{298}^{303} 54,04 \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 11,749 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Komponen	F (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Cp	dT	Q (kkal/jam)
Ca Laktat	938,527	218	4,305	99,12	5	2.133,642
Glukosa	7,827	180	0,043	54,04	5	11,749
Air	0,487	18	0,027	17,99	5	2,433
Total	946,841					2.147,824

Q pendingin

$$\begin{aligned} Q \text{ pendingin} &= 2.147,824 - 35.224,329 \\ &= -33.076,504 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Digunakan steam pada 27°C,  $C_p = 1 \text{ kkal/kg.K}$  (Perry, 1992)

$$\text{Jumlah steam yang dibutuhkan, } m = \frac{33.076,504 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg.K} (303-293)} = 3.307,650 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Cooler

Komponen	Input (kkal/jam)		Output (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3
Ca-Laktat	34.991,731		2.133,642
Glukosa	192,686		11,749
Air	39,911		2,433
QPendingin		-33.076,504	
<b>Total</b>	<b>2.147,824</b>		<b>2.147,824</b>

**BOSOWA**





**LAMPIRAN C**  
**PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN**

**1. Gudang Bahan Baku (G-01)**

Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku ubi kayu selama 3 hari

Bentuk : Persegi panjang di tutup atap

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 883,838 \text{ kg/jam}$

Densitas  $= 1127,5279 \text{ kg/m}^3$  (Eri Susanto, 2009)

Waktu penyimpanan ;  $t = 3 \text{ hari}$

Volume bahan  $= \frac{m \times t}{\rho} = \frac{883,838 \text{ kg/jam} \times 72 \text{ jam}}{1127,5279 \text{ kg/m}^3} = 54,087 \text{ m}^3$

untuk jalan dan transportasi di ambil 150%

maka volume gudang,  $V_G = 1,50 \times \text{volume bahan}$

$$= 1,50 \times 54,087 \text{ m}^3$$

$$= 81,131 \text{ m}^3$$

Digunakan gudang berbentuk persegi panjang dengan dimensi :

$$\text{Panjang (p)} = 3x$$

$$\text{Lebar (l)} = 1x$$

$$\text{Tinggi (t)} = x$$

$$\text{Maka, } v = p \times l \times t$$

$$v = 3x^3$$

$$x = \left(\frac{v}{3}\right)^{1/3}$$

$$x = \left(\frac{81,131 \text{ m}^3}{3}\right)^{1/3} = 3,002 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{Panjang (p)} = 2 \times 3,002 \text{ m} = 6,003 \text{ m}$$

$$\text{Lebar (l)} = 1 \times 3,002 \text{ m} = 3,002 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (t)} = 3,002 \text{ m}$$

Dasar lantai bangunan dari cor besi bertulang dengan tebal 30 cm (0,30 m) diatas permukaan tanah dan sudut atap gudang diambil 30°C.

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi atap ; } h &= \frac{1}{2} \times \text{lebar} \times \text{tg}30^\circ \\ &= \frac{1}{2} \times 3,002 \times 0,5774 \\ &= 0,867 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sebagai total gudang (H)} &= 0,30 \text{ m} + 0,867 \text{ m} + 3,002 \text{ m} \\ &= 4,168 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas gudang, } A &= p \times t \\ &= 6,003 \text{ m} \times 3,002 \text{ m} = 18,019 \text{ m}^2\end{aligned}$$

## 2. Belt Conveyor (BC-01)

Fungsi : Untuk mengangkut bahan baku ubi kayu dari gudang ke mesin penghancur

Tipe : Belt

Material : *Carbon steel*

Tekanan : 1 atm

Jumlah : 1 buah

Laju alir bahan masuk = 883,838 kg/jam

Faktor keamanan 20% (Perry & Green, 1999)

Laju alir bahan =  $1,2 \times 883,838 \text{ kg/jam} = 1.060,606 \text{ kg/jam}$

Densitas ubi kayu ( $\rho$ ) pada belt konveyor

Densitas ( $\rho$ ) =  $1127,5279 \text{ kg/m}^3 = 1,1275 \text{ kg/liter}$

Maka, dari Perry's tabel 21-7 diperoleh :

Lebar belt = 14 in

Normal speed = 200 ft/menit

Tinggi belt = 3 ft

Panjang belt = 20 ft

Power belt ( $p$ ) = 2 Hp (Perry, 1992)

## 3. Mesin Penghancur

Kode : MP

Fungsi : untuk menghancurkan ubi kayu sebelum ke reaktor (R-01)

Tipe : Ball Mill

Laju alir bahan masuk = 883,838 kg/jam

Faktor keamanan 20% (Perry & Green, 1999)

Laju alir bahan =  $1,2 \times 883,838 \text{ kg/jam} = 1.060,606 \text{ kg/jam} = 1,061 \text{ ton/jam}$

Dari tabel (Perry & Green, 1999):

Luas mesin penghancur,  $A = 2 \text{ ft} \times 1 \text{ ft}$

Kecepatan,  $V = 3 \text{ rpm}$

Berat bola,  $W = 0,85$  ton

Daya,  $P = 7$  Hp

#### 4. Belt Conveyor (BC-02)

Kode : BC-02

Fungsi : Mengangkut bahan baku ubi kayu dan mesin penghancur ke Reaktor (R-01)

Tipe : Belt

Material : *Carbon stell*

Tekanan : 1 atm

Jumlah : 1 buah

Laju alir bahan masuk = 883,838 kg/jam

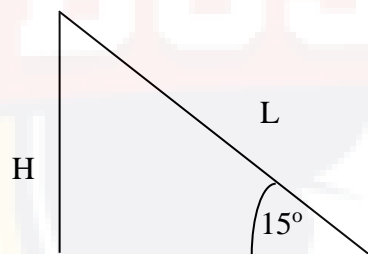
Densitas ubi kayu ( $\rho$ ) pada belt conveyor :

Densitas ( $\rho$ ) =  $1127,5279 \text{ kg/m}^3 = 1,1275 \text{ kg/liter}$

Maka, dari Perry's Tabel 21-7 diperoleh :

Lebar belt = 14 in

Normal speed = 200 ft/menit



Tinggi elevator ( $H$ ) = 3 ft

$$\text{Panjang belt (L)} = \frac{H}{\sin 15^\circ} = \frac{3}{0,2588} = 11,5920 \text{ ft}$$

Power belt ( $P$ ) :

$$P = \frac{F(L+L_0)(m+(0,03 \times W \times S))+(m \times H)}{990}$$

Dimana :

$F$  : Faktor friksi = 0,05

$M$  : Massa material

$L$  : Panjang belt conveyor

$H$  : Elevasi belt conveyor

$L_0$  : Bearing = 100

$S$  : Kecepatan belt

W : massa bagian yang bergerak termasuk belt dan dibagi panjang antar pusat polley

Belt terbuat dari carbon steel dengan  $\rho = 74,8 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$  dan tebal 0,5 in.

$$W = \frac{74,8 \text{ lb/ft}^3 \times 14/12 \times 11,5920 \text{ ft} \times 0,5/12}{11,5920 \text{ ft}} = \frac{42,1498}{11,5920} = 3,6361 \text{ lb/ft}$$

$$P = \frac{0,05 \times (11,920 + 100) \times [0,856 + (0,03 \times 3,6361 \times 200)] + (0,856 \times 3)}{990}$$

$$P = \frac{5,5796 \times (22,6726) + 2,568}{990} = 0,1304 \text{ HP}$$

## 5. Tangki Air (T-01)

Kode : T-01

Fungsi : Tempat penyimpanan air selama 7 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup datar

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk = 9.715,3240 kg/jam

Densitas bahan,  $\rho$  = 998,23 kg/m<sup>3</sup> = 62,189 lb/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20% (Perry & Green, 1999)

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{1,2 \times 9.715,3240 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{998,23 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1.962,0822 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Diambil tinggi silinder, } H_s = \frac{4}{3} Dt$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{1}{4} \pi Dt^2 H_s$$

$$1.962,0822 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) Dt^2 \frac{4}{3} Dt$$

$$1.962,0822 \text{ m}^3 = 1,0467 Dt^3$$

$$\text{Diameter tangki, } D = 12,3302 \text{ m}$$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{12,3302 \text{ m}}{2} = 6,1651 \text{ m} = 242,7197 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{4}{3} \times 12,3302 \text{ m} = 16,4402 \text{ m} = 53,9405 \text{ ft}$$

Tinggi elipsoidal ;  $H_e = \frac{1}{4} \times 12,3302 \text{ m} = 3,0825 \text{ m}$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$   
 $= 16,4402 \text{ m} + 3,0825 \text{ m} = 19,5228 \text{ m}$

Tekanan hidrostatik bahan,  $Ph = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$

Dimana  $P_o =$  Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$Ph = 14,7 \text{ psi} + \frac{62,189 \text{ lb/ft}^3 (53,9405 \text{ ft} - 1)}{144} = 37,6112 \text{ Psi}$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 37,6112 \text{ Psi} = 45,1334 \text{ Psi}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc$  (Petter dan Timmerhaus, 2004)

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$t_s = \frac{45,1334 \text{ psi} \times 242,7197 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 45,1334 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$   
 $= 0,8316 \text{ in}$

Digunakan silinder dengan ketebalan 2 in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama.

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t = 12,3302 \text{ m}$

Tinggi tangki ;  $H_T = 19,5228 \text{ m}$

Tebal silinder ;  $t_s = 2 \text{ in}$

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

## 6. Pompa Air (P-01)

Kode : P-01

Fungsi : Untuk mengalirkan ke Mixer (M-01)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 9.715,3240 \text{ kg/jam} = 5,9494 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 998,23 \text{ kg/m}^3 = 62,189 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 1,005 \text{ cp} = 6,756 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{5,9494 \text{ lb/detik}}{62,189 \text{ lb/ft}^3} = 0,0955 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 0,9 (0,0955)^{0,45} (62,189)^{0,13}$   
 $= 2,3190 \text{ in}$

Dipilih pipa 4 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 4,50 in

Diamete dalam ; ID = 4,026 in = 0,3354 ft

Luas penampang ; A = 12,7 in<sup>2</sup> = 0,0876 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0955 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0876 \text{ ft}^2} = 1,0898 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{62,189 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,3354 \text{ ft} \times 1,0898 \text{ ft/detik}}{6,756 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}}$   
 $= 33.716,3393 > 2.100$  aliran turbulen

$\epsilon_{\text{stainless steel}} = 0,00015$  dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{4,026 \text{ in}} = 0,00004$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,00004$  dan  $N_{Re} = 33.716,3393$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,022$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10$  ft

1 buah *gate valve fully open*  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,3354$  ft = 4,3602 ft

1 buah *elbow standar 90°*  $L/D = 30$   $L_3 = 1 \times 30 \times 0,3354$  ft = 10,062 ft

Penyempitan mendadak,  $K = 0,5$ ;  $L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,3354$  ft = 9,0558 ft

Pembesaran mendadak,  $K = 1,0$ ;  $L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 50 \times 0,3354$  ft = 17,1054 ft

$$\begin{array}{r} \hline + \\ \Sigma L = 50,5834 \text{ ft} \end{array}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,022 \times (1,0898 \text{ ft/detik})^2 \times 50,5834 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbf.ft/detik}^2 \times 0,3354 \text{ ft}} = 0,2450 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 15$  ft

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$= 15 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbf.ft/detik}^2} + 0,2450 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 15,2450 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times W_f$

$$= (0,0955 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 62,1890 \text{ lb/ft}^3 \times 15,2450 \text{ lbf/lbm})/550$$

$$= 0,1649 \text{ HP}$$

Untuk HP = 0,1649 HP dari figure 14-33 Peters hal. 521 dipilih efisiensi motor 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,1649 \text{ HP}}{0,8} = 0,2061 \text{ HP} = 1 \text{ HP}$$

## 7. Tangki HCl (T-02)

Kode : TS-01

Fungsi : Tempat sterilisasi produk fermentor dari bakteri

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 1.049,3380 \text{ kg/jam}$

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 1465,6 \text{ kg/m}^3 = 91,3058 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki =  $\frac{1,2 \times 1.049,3380 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{1465,6 \text{ kg/m}^3} = 144,3413 \text{ m}^3$

Diambil tinggi silinde,  $H_s = \frac{4}{3} D_t$

Volume tangki ,  $V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

$144,3413 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$

$144,3413 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$

Diameter tangki,  $D_t = 5,1665 \text{ m}$

Jari-jari tangki,  $R = \frac{5,1665 \text{ m}}{2} = 2,5832 \text{ m} = 101,7020 \text{ in}$

Tinggi tangki ;  $H_s = \frac{4}{3} \times 5,1665 \text{ m} = 6,8886 \text{ m} = 22,6016 \text{ ft}$

Tinggi elipsoidal ;  $H_e = \frac{1}{4} \times 5,1665 \text{ m} = 1,2916 \text{ m}$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$   
 $= 6,8886 \text{ m} + 1,2916 \text{ m} = 8,1802 \text{ m}$

Tekanan hidrostatik bahan,  $Ph = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$

Dimana  $P_o = \text{Tekanan awal } 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$Ph = 14,7 \text{ psi} + \frac{91,3058 \text{ lb/ft}^3 (22,6016 \text{ ft} - 1)}{144} = 28,4256 \text{ Psi}$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 28,4256 \text{ Psi} = 34,1107 \text{ Psi}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc$  (Petter dan Timmerhaus, 2004)



Dimana :

P : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$t_s = \frac{34,1107 \text{ psi} \times 101,7020 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 34,1107 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun} = 0,3316 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t$  = 5,1665 m

Tinggi tangki ;  $H_T$  = 8,1802 m

Tebal silinder ;  $t_s$  =  $\frac{1}{4}$  in

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

## 8. Pompa HCl (P-02)

Kode : P-02

Fungsi : Untuk mengalirkan HCl ke Mixer (M-01)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 1.049,3380 \text{ kg/jam} = 0,6426 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1456,6 \text{ kg/m}^3 = 91,3058 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 1,097 \text{ cp} = 7,372 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,6426 \text{ lb/detik}}{91,3058 \text{ lb/ft}^3} = 0,0070 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 0,9 (0,0070)^{0,45} (91,3058)^{0,13}$   
 $= 0,7533 \text{ in}$

Dipilih pipa  $1 \frac{1}{4}$  in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar ; OD} &= 1,66 \text{ in} \\ \text{Diamete dalam ; ID} &= 1,610 \text{ in} = 0,1341 \text{ ft} \\ \text{Luas penampang ; A} &= 1,50 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2 \\ \text{Kecepatan laju alir ; V} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,0070,0199 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0104 \text{ ft}^2} = 0,6742 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold ; } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{91,3058 \text{ lb/ft}^3 \times 0,1341 \text{ ft} \times 0,6742 \text{ ft/detik}}{7,372 \times 10^{-4} \text{ lbfm/ft.detik}} \\ &= 11.226,8974 > 2.100 \text{ aliran turbulen} \end{aligned}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{1,610 \text{ in}} = 0,00009$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,00009$  dan  $N_{Re} = 11.226,8974$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,024$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus	$L_1 = 10 \text{ ft}$
1 buah <i>gate valve fully open</i> $L/D = 13$	$L_2 = 1 \times 13 \times 0,1341 \text{ ft} = 1,7433 \text{ ft}$
2 buah <i>elbow standar 90°</i> $L/D = 30$	$L_3 = 2 \times 30 \times 0,1341 \text{ ft} = 8,0460 \text{ ft}$
Penyempitan mendadak, $K = 0,5$ ; $L/D = 27$	$L_4 = 1 \times 27 \times 0,1341 \text{ ft} = 3,6207 \text{ ft}$
Pembesaran mendadak, $K = 1,0$ ; $L/D = 51$	$L_5 = 1 \times 50 \times 0,1341 \text{ ft} = 6,8391 \text{ ft}$
	+ $\Sigma L = 20,2491 \text{ ft}$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,024 \times (0,6742 \text{ ft/detik})^2 \times 20,2491 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbfm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,1341 \text{ ft}} = 0,1023 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$= 15 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,1023 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 15,1023 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ; P = Q × ρ × Wf

$$= 0,0070 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 91,3058 \text{ lb/ft}^3 \times 15,1023 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 9,7045 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,0176 \text{ HP}$$

Untuk HP = 0,0176 HP dari *figure 14-33 Peters hal.521* dipilih efisiensi motor = 80%

Daya pompa ; P =  $\frac{0,0176 \text{ HP}}{0,8} = 0,0221 \text{ HP} = 3/8 \text{ HP}$

## 9. Mixer (M-01)

Kode : M-01

Fungsi : Tempat pencampuran air dan HCl

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Laju alir bahan masuk = 10.764,6620 kg/jam

Densitas campuran ; ρ<sub>camp</sub> = 1047,4 kg/m<sup>3</sup> = 65,2523 lb/ft<sup>3</sup>

Kebutuhan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki =  $\frac{1,2 \times 10.764,6620 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{65,2523 \text{ lb/ft}^3} = 12,3330 \text{ m}^3$

Diambil tinggi silinder, H<sub>s</sub> =  $\frac{4}{3} D_t$

Volume tangki , V<sub>t</sub> =  $\frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

$$12,3330 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$$

$$12,3330 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$$

Diameter tangki, D<sub>t</sub> = 2,2756 m = 7,4661 ft

Jari-jari tangki, R =  $\frac{2,2756 \text{ m}}{2} = 1,1378 \text{ m} = 44,7943 \text{ in}$

Tinggi tangki ; H<sub>s</sub> =  $\frac{4}{3} \times 2,2756 \text{ m} = 3,0341 \text{ m} = 9,9548 \text{ ft}$

Tinggi elipsoidal ; H<sub>e</sub> =  $\frac{1}{4} \times 2,2756 \text{ m} = 0,5689 \text{ m}$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$   
 $= 3,0341 \text{ m} + 0,5689 \text{ m} = 3,6030 \text{ m}$

Tekanan hidrostatik bahan,  $Ph = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$

Dimana  $P_o =$  Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$Ph = 14,7 \text{ psi} + \frac{65,2523 \text{ lb/ft}^3 (9,9548 \text{ ft} - 1)}{144} = 18,7663 \text{ Psi}$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 18,7663 \text{ Psi} = 22,5195 \text{ Psi}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc$  (Petter dan Timmerhaus, 2004)

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$t_s = \frac{22,5195 \text{ psi} \times 44,7943 \text{ in}}{18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 22,5195 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun} = 0,1673 \text{ in}$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama.

Tangki ini menggunakan pengaduk untuk mempercepat proses pencampuran, jenis pengaduk yang digunakan adalah propeller, dengan ketentuan :

$\frac{D_a}{D_t} = 0,3, \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}, \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}, \frac{D}{E} = 4$

Dimana :

$D_t$  : Diameter tangki

$D_a$  : Diameter pengaduk  $= 0,3 \times 7,4661 \text{ ft} = 2,2398 \text{ ft}$

$W$  : Lebar pengaduk  $= \frac{1}{5} \times 2,2398 \text{ ft} = 0,4480 \text{ ft}$

$L$  : Panjang daun pengaduk  $= \frac{1}{4} \times 2,2398 \text{ ft} = 0,5600 \text{ ft}$

$E$  : jarak pengaduk dari dasar  $= \frac{1}{4} \times 7,4661 \text{ ft} = 1,8665 \text{ ft}$

Data yang dibutuhkan untuk melakukan pengadukan ;

$$P = \frac{K_T n^3 D a^5 \rho_m}{g_c 550}$$

Dimana :

$K_T$  : Konstanta pengadukan 6,3

$n$  : Kecepatan pengadukan 60 rpm = 1 rps

$g_c$  : Konstanta gravitasi 32,174 lbfm ft/lbf detik<sup>2</sup>

$$\text{sehingga daya ; } P = \frac{6,3 (1 \text{ rps})^3 (2,2398 \text{ ft})^5 65,2523 \text{ lb/ft}^3}{32,174 \text{ lbfmft/lbf.detik}^2 550} = 1,3123 \text{ HP}$$

Efisiensi motor 80%,

$$\text{Daya, } P = \frac{1,3123 \text{ m}}{0,8} = 1,6404 \text{ HP} = 2 \text{ HP}$$

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t$  = 2,2756 m

Tinggi tangki ;  $H_T$  = 3,6030m

Tebal silinder ;  $t_s$  = ¼ in

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

Diameter pengaduk = 2,2398 ft

Daya motor = 2 HP

Tipe pengaduk = Propeller

#### 10. Pompa Mixer (P-03)

Kode : P-03

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan HCl ke Reaktor (R-01)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 10.764,6620 \text{ kg/jam} = 6,5920 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1047,4 \text{ kg/m}^3 = 65,2523 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 2,1 \text{ cp} = 1,41 \times 10^{-3} \text{ lbfm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{6,5920 \text{ lb/detik}}{65,2523 \text{ lb/ft}^3} = 0,1008 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)

$$= 0,9 (0,1008)^{0,45} (65,2523)^{0,13}$$

$$= 2,3914 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 4,50 in

Diameter dalam ; ID = 4,026 in = 0,3354 ft

Luas penampang ; A = 12,7 in<sup>2</sup> = 0,0876 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ; V =  $\frac{Q}{A} = \frac{0,1008 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0876 \text{ ft}^2} = 1,1508 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ; N<sub>Re</sub> =  $\frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$

$$= \frac{65,2523 \text{ lb/ft}^3 \times 0,3354 \text{ ft} \times 1,1508 \text{ ft/detik}}{1,41 \times 10^{-3} \text{ lbfm/ft.detik}}$$

$$= 17.905,3790 > 2.100 \text{ aliran turbulen}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{4,026 \text{ in}} = 0,00003$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,00003$  dan N<sub>Re</sub> = 17.905,3790 diperoleh faktor friksi, f = 0,023

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus L<sub>1</sub> = 10 ft

1 buah *gate valve fully open* L/D = 13 L<sub>2</sub> = 1 × 13 × 0,3354 ft = 4,3602 ft

2 buah *elbow* standar 90° L/D = 30 L<sub>3</sub> = 2 × 30 × 0,3354 ft = 0,6708 ft

Penyempitan mendadak, K = 0,5 L/D = 27 L<sub>4</sub> = 1 × 27 × 0,3354 ft = 9,0558 ft

Pembesaran mendadak, K = 1,0 L/D = 51 L<sub>5</sub> = 1 × 50 × 0,3354 ft = 17,1054 ft

$$\Sigma L = 31,1922 \text{ ft}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ; ΣF

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,023 \times (1,1508 \text{ ft/detik})^2 \times 31,1922 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbfm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,3354 \text{ ft}} = 0,1760 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan ΔZ = 15 ft

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W f \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernoulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$= 15 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,1760 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 15,1760 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times W_f$

$$= 0,1008 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 65,2523 \text{ lb/ft}^3 \times 15,1760 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 100,0398 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,1819 \text{ HP}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,1819 \text{ HP}}{0,8} = 0,2274 \text{ HP} = \frac{3}{4} \text{ HP}$$

## 11. Reaktor (R-01)

Kode : R-01

Fungsi : Untuk mereaksikan karbohidrat dengan air untuk menghasilkan glukosa

Tipe : Tangki berbentuk silinder, bagian bawah dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan krontuksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

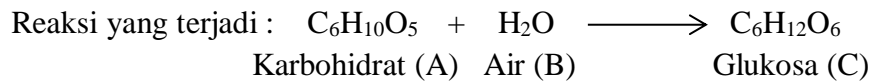
Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Tabel LC-1 Komposisi di Reaktor-01

Komponen	F (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
Karbohidrat	138,431	1.500,0000	0,092
Protein	31,911	1.350,0000	0,024
Lemak	7,978	970,0000	0,008
Abu	34,571	640,0000	0,054
Air	11.290,226	998,2300	11,310
HCl	1.049,338	1.465,60	0,716
Glukosa	871,488	884,406	0,985
Total	13.423,943		13,190

Laju alir bahan masuk = 13.423,943 kg/jam

$$\text{Densitas campuran; } \rho_{\text{camp}} = \frac{13.423,943 \text{ kg/jam}}{13,190 \text{ m}^3/\text{jam}} = 1.017,753 \text{ kg/m}^3 = 63,538 \text{ lb/ft}^3$$



Diketahui :

Konversi reaksi,  $X_A = 80\%$

Waktu tinggal,  $T = 45 \text{ menit} = 0,75 \text{ jam}$

$$F_{AO} = \frac{F}{BM} = \frac{138,431 \text{ kg/jam}}{162 \text{ kmol/kg}} = 0,855 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{AO} = \frac{F_{AO}}{\text{volume}} = \frac{0,855 \text{ kmol/jam}}{13,190 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,065 \text{ kmol/m}^3$$

$$F_{BO} = \frac{F}{BM} = \frac{11.290,226 \text{ kg/jam}}{18 \text{ kmol/kg}} = 627,235 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{BO} = \frac{F_{BO}}{\text{volume}} = \frac{627,235 \text{ kmol/jam}}{13,190 \text{ m}^3/\text{jam}} = 47,555 \text{ kmol/m}^3$$

$$-r_A = k \cdot C_{AO}^2 (1 - X_A) (M - X_A)$$

$$\tau = \frac{1}{k \cdot C_{AO}} \left[ \frac{1}{m-1} \ln \frac{M - X_A}{M (1 - X_A)} \right]$$

$$\text{dimana, } M = \frac{C_{BO}}{C_{AO}} = \frac{47,555 \text{ kmol/m}^3}{0,065 \text{ kmol/m}^3} = 734,027$$

$$0,75 \text{ jam} = \frac{1}{k \cdot 0,065} \times \left[ \frac{1}{734,027-1} \ln \frac{734,027-0,8}{734,027 (1-0,8)} \right]$$

$$k = 0,0450948 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} -r_A &= 0,0450948 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam} (0,065 \text{ kmol/m}^3)^2 (1 - 0,8) (734,027 - 0,8) \\ &= 0,0277559 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reaktor berpengaduk, } V &= F_{AO} \frac{X_A}{-r_A} = 0,855 \text{ kmol/jam} \times \frac{0,85}{0,0277559 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}} \\ &= 24,629 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20% (Perry & Green,1999)

$$\text{Volume raktor} = 1,2 \times 24,629 \text{ m}^3 = 29,555 \text{ m}^3$$

$$\text{Diambil tinggi silinder} = H_s = \frac{4}{3} Dt$$

$$\text{Volume tangki ; } V_t = \frac{1}{4} \pi Dt^2 H_s$$

$$29,555 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) Dt^2 \frac{4}{3} Dt$$

$$29,555 \text{ m}^3 = 1,0467 Dt^3$$

Diameter tangki ;  $Dt = 3,045 \text{ m} = 9,991 \text{ ft}$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{3,045 \text{ m}}{2} = 1,523 \text{ m} = 59,944 \text{ in}$$



$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{4}{3} \times 3,045 \text{ m} = 4,060 \text{ m} = 13,322 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi elipsoidal ; } H_e = \frac{1}{4} \times 3,045 \text{ m} = 0,761 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total ; } H_T &= H_s + H_e \\ &= 4,060 \text{ m} + 0,761 \text{ m} = 4,821 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o$  = Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{65,3811 \text{ lb/ft}^3 (4,060 \text{ ft} - 1)}{144} = 20,137 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

$$\text{Tekanan desain ; } P_d = 1,2 \times 20,137 \text{ Psi} = 24,164 \text{ Psi}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (Chavse dan eber, 1954)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{24,164 \text{ psi} \times 1,523 \text{ in}}{18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 24,164 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun} \\ &= 0,197 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama.

Tangki ini menggunakan pengaduk untuk mempercepat proses pencampuran, jenis pengaduk yang digunakan adalah propeller, dengan ketentuan :

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3, \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}, \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}, \frac{D}{E} = 4$$

Dimana :

$D_t$  : Diameter tangki

$$D_a : \text{Diameter pengaduk} = 0,3 \times 9,991 \text{ ft} = 2,997 \text{ ft}$$

$$W : \text{Lebar pengaduk} = \frac{1}{5} \times 2,997 \text{ ft} = 0,599 \text{ ft}$$

$$L : \text{Panjang daun pengaduk} = \frac{1}{4} \times 2,997 \text{ ft} = 0,749 \text{ ft}$$

$$E : \text{jarak pengaduk dari dasar} = \frac{1}{4} \times 9,991 \text{ ft} = 2,498 \text{ ft}$$

Data yang dibutuhkan untuk melakukan pengadukan ;

$$P = \frac{K_T n^3 D a^5 \rho m}{g_c 550}$$

Dimana :

$K_T$  : Konstanta pengadukan 6,3

$n$  : Kecepatan pengadukan 60 rpm = 1 rps

$g_c$  : Konstanta gravitasi 32,174 lbm ft/lbf detik<sup>2</sup>

$$\text{sehingga daya ; } P = \frac{6,3 (1 \text{ rps})^3 (2,997 \text{ ft})^5 65,3811 \text{ lb/ft}^3}{32,174 \text{ lbm ft/lbf.detik}^2 550} = 5,473 \text{ HP}$$

Efisiensi motor 80%,

$$P = \frac{5,473 \text{ m}}{0,8} = 6,841 \text{ HP} = 7 \text{ HP}$$

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t$  = 3,045 m

Tinggi tangki ;  $H_T$  = 4,821 m

Tebal silinder ;  $t_s$  = ¼ in

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

Diameter pengaduk = 2,997 ft

Daya motor = 7 HP

Tipe pengaduk = Propeller

#### Coil Pemanas

Jenis : *Single helix*

Diambil data dari tabel 11 Kern, 1950 hal.844 :

IPS = 1 in, Sch 40

OD = 1,32 in × 0,0833 ft/in = 0,11 ft

ID = 1,0490 in × 0,0833 ft/in = 0,0674 ft

$$\begin{aligned} \text{Dari neraca panas } Q \text{ steam} &= 3.828.739,61 \text{ kkal/jam} \times \frac{\text{Btu}}{0,252 \text{ kkal}} \\ &= 15.193.411,151 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Luas penampang koil, } A = \frac{Q_s}{U_D \Delta t_m} = N_t \cdot a \cdot L$$

Dimana :

$Q_s$  : Panas yang diserap

$U_D$  : Koefisien perpindahan panas

$\Delta t_m$  : Temperatur logaritma rata-rata

$N_t$  : Jumlah tube (1 buah)

$A_t$  : Luas permukaan panas

$L$  : Panjang koil

Digunakan tube 1,5 in OD, 16 BWG

$A_t$  : 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft (Kern, 1959)

Perhitungan LMTD :

Fluida panas	Fluida dingin	Beda temperatur
125°C	80°C	44°C
125°C	30°C	95°C

$$\Delta t_m = \frac{44-95}{\ln \frac{45}{95}} = 670^\circ\text{C} = 152,6^\circ\text{F}$$

$U_D = 250 - 500 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F}$  (Kern, 1959)

Diambil  $U_D = 500$

$$\text{Maka, } A = \frac{15.193.411,151}{500 \times 152,6} = 199,127 \text{ ft}^2$$

$$\text{Panjang, } L = \frac{A}{N \times a_t} = \frac{199,127 \text{ ft}^2}{1 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 507,331 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil spiral, } D &= 0,7 \times D_t \\ &= 0,7 \times 9,991 \text{ ft} = 6,994 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan koil/lilitan, } n_c &= \pi \times D \times a_t \\ &= 3,14 \times 6,994 \text{ ft} \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 8,620 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

## 12. Pompa Reaktor (P-04)

Kode : P-04

Fungsi : Untuk mengalirkan produk reaktor ke cooler-01

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 13.423,9430 \text{ kg/jam} = 8,2204 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.049,4680 \text{ kg/m}^3 = 65,3811 \text{ lb/ft}^3$

$$\text{Viskositas ; } \mu = 0,45 \text{ cp} = 3,02 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$$

$$\text{Laju alir volumetrik ; } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{8,2204 \text{ lb/detik}}{65,3811 \text{ lb/ft}^3} = 0,1294 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum ; } ID_{op} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 1968)} \\ &= 3,9 (0,1294)^{0,45} (65,3811)^{0,13} \\ &= 2,6656 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 6 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

$$\text{Diameter luar ; OD} = 6,625 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam ; ID} = 6,605 \text{ in} = 0,5502 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang ; A} = 28,9 \text{ in}^2 = 0,1994 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir ; } V = \frac{Q}{A} = \frac{0,1294 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1994 \text{ ft}^2} = 0,6488 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold ; } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{65,3811 \text{ lb/ft}^3 \times 0,5502 \text{ ft} \times 0,6488 \text{ ft/detik}}{1,042 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft} \cdot \text{detik}} \\ &= 75.136,9209 > 2.100 \text{ aliran turbulen} \end{aligned}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,5502 \text{ in}} = 0,0003$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0003$  dan  $N_{Re} =$

75.136,9209 diperoleh faktor friksi,  $f = 0,0175$

Kelengkapan pipa :

$$\text{Panjang pipa lurus} \quad L_1 = 10 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve fully open } L/D = 13 \quad L_2 = 1 \times 13 \times 0,5502 \text{ ft} = 7,1526 \text{ ft}$$

$$2 \text{ buah elbow standar } 90^\circ L/D = 30 \quad L_3 = 2 \times 30 \times 0,5502 \text{ ft} = 33,0120 \text{ ft}$$

$$\text{Penyempitan mendadak } K = 0,5 L/D = 27 \quad L_4 = 1 \times 27 \times 0,5502 \text{ ft} = 14,8554 \text{ ft}$$

$$\text{Pembesaran mendadak } K = 1,0 L/D = 51 \quad L_5 = 1 \times 50 \times 0,5502 \text{ ft} = 28,0602 \text{ ft}$$

$$\Sigma L = 93,0802 \text{ ft}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,0175 \times (0,6488 \text{ ft/detik})^2 \times 93,0802 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm} \cdot \text{ft/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,5502 \text{ ft}} = 0,0774 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f \quad \text{(Foust, 1980)}$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$= 15 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbf.ft/lbf.detik}^2} + 0,0774 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 15,0774 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times Wf$

$$= 0,1294 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 65,3811 \text{ lb/ft}^3 \times 15,0774 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 123,9429 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,2254 \text{ HP}$$

Efisiensi motor = 80%

Daya pompa ;  $P = \frac{0,2254 \text{ HP}}{0,8} = 0,2817 \text{ HP} = \frac{1}{2} \text{ HP}$

### 13. Cooler (C-01)

Kode : C-01

Fungsi : Mendinginkan produk reaktor -01 dari 80°C ke 30°C

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Digunakan: 1-4 *shell and tube exchanger*

#### Fluida panas

Laju alir bahan ;  $w = 13.423,943 \text{ kg/jam} = 29.599,794 \text{ lbf/jam}$

Temperatur masuk ;  $T_1 = 80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}$

Temperatur keluar ;  $T_2 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

#### Fluida dingin

Laju alir bahan ;  $w = 30.820,060 \text{ kg/jam} = 67.958,231 \text{ lbf/jam}$

Temperatur masuk ;  $T_1 = 27^\circ\text{C} = 80,6^\circ\text{F}$

Temperatur keluar ;  $T_2 = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$

1. Dari neraca panas ; panas yang dibutuhkan  $Q = 15.193.411,151 \text{ Btu/jam}$

2.  $\Delta t = \text{LMTD}$

$$\Delta t_2 = 176 - 104 = 72^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 86 - 80,6 = 5,4^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{72 - 5,4}{\ln \frac{72}{5,4}} = 25,711^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{176 - 86}{104 - 80,6} = 3,846$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{104 - 80,6}{176 - 80,6} = 0,245$$

$$R = 3,846, S = 0,245, FT = 0,96 \quad (\text{Gambar 19, Kern 1965})$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } \Delta t &= \text{LMTD} \times \text{FT} \\ &= 25,711^\circ\text{F} \times 0,96^\circ\text{F} \\ &= 24,6826^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Tc dan tc

$$T_c = \frac{176 + 86}{2} = 131^\circ\text{F}$$

$$T_c = \frac{80,6 + 104}{2} = 92,3^\circ\text{F}$$

$$\text{Dari Kern 1965, } U_D = 125 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, 1965})$$

luas perpindahan panas ; A

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{15.193.411,151 \text{ Btu/jam}}{125 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \times 24,6826^\circ\text{F}} = 4.924,412 \text{ ft}^2$$

Diambil tube OD 1 1/2 in, 1 7/8 in P<sub>T</sub>, panjang 45 ft (Kern, 1965)

Luas permukaan luar (a'') = 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft (Tabel 10 Kern, 1965)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''} = \frac{4.924,412 \text{ ft}^2}{45 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 278,806 \text{ buah}$$

Dari tabel 9 Kern, 1965 hal. 841 nilai terdekat = 279 tube ID shell 33 in

Koreksi U<sub>D</sub>

$$\begin{aligned} A &= L \times Nt \times a'' \\ &= 169 \times 279 \times 0,3925 = 4.927,838 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{15.193.411,151 \text{ Btu/jam}}{4.927,838 \text{ ft}^2 \times 24,6826^\circ\text{F}} = 125 \text{ Btu/jam}^\circ\text{F ft}$$

Fluida dingin tube

$$4. \text{ Flow area} = at = \frac{Nt \times at''}{144 \times n}$$

$$at' = 0,125 \text{ in}^2 \quad (\text{Tabel 10 Kern, 1965})$$

$$at = \frac{279 \times 0,125}{144 \times 4} = 0,061 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa

$$Gt = \frac{w}{at} \quad (\text{Persamaan 7.2, Kern 1965})$$

$$Gt = \frac{67.958,231}{0,3689} = 184.218,572 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold

Pada  $t_c = 92,3 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu_{\text{air}} = 1,005 \text{ cp} = 2,4321 \text{ lbm/ft.jam} \quad (\text{Gambar 15 Kern, 1965})$$

$$Dt = 1,26 \text{ in} = 0,105 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{Dt \times Gt}{\mu} = \frac{0,105 \times 184.218,572}{2,4321} = 7.953,189$$

7.  $JH = 110$  (Gambar 24 Kern, 1965)

8. Pada  $t_c = 92,3^\circ\text{F}$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F} \quad (\text{Geankoplis, 1983})$$

$$K = 0,359 \quad (\text{Geankoplis, 1983})$$

$$\left[\frac{C_p \mu}{k}\right]^{1/3} = \left[\frac{1 \times 2,4321}{0,359}\right]^{1/3} = 1,8922$$

9.  $\frac{h_o}{\phi_s} = JH \times \frac{k}{De} \times \left[\frac{C_p \mu}{k}\right]^{1/3}$   
 $= 110 \times \frac{0,359}{0,105} \times 1,8922 = 711,6474$

Fluida panas ; shell

4.  $as = \frac{Ds \times C' \times B}{144 \times P T}$  (Persamaan 7-1 Kern, 1965)

$$Ds = \text{Diameter shell} = 33 \text{ ft}$$

$$B = \text{Baffle spacing} = 7 \text{ ft}$$

$$PT = \text{Tube pitch} = 1 \frac{7}{8}$$

$$C' = PT - OD = 3/8$$

$$as = \frac{17,25 \times 3/8 \times 7}{144 \times 17/8} = 0,321 \text{ ft}^2$$

5.  $G_s = \frac{w}{as}$

$$G_s = \frac{29.599,794}{0,321} = 92.259,099 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold

Pada  $T_c = 131^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,45 \text{ cp} = 1,089 \text{ lbm/ft}^2.\text{jam}$$

Dari gambar 28, Kern 1965 ;  $1 \frac{1}{2} \text{ in}$ ,  $1 \frac{7}{8} \text{ PT}$

$$De_s = 1,48 \text{ in} = 0,123 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,123 \times 92.259,099}{1,089} = 10.420,449$$

7.  $JH = 250$  (Gambar 24, Kern 1965)

8. Pada  $T_c = 131^\circ\text{F}$

$$C_p = 0,49 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,121 \quad (\text{Geankoplis, 1983})$$

$$\left[\frac{C_p \mu}{k}\right]^{1/3} = \left[\frac{0,49 \times 1,089}{0,121}\right]^{1/3} = 1,640$$

$$9. \frac{h_o}{\phi_s} = JH \times \frac{k}{D_e} \times \left[\frac{C_p \mu}{k}\right]^{1/3}$$

$$= 250 \times \frac{0,121}{0,123} \times 1,640 = 403,305$$

10. Clean Overall Coefficient  $U_c$

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{403,305 \times 711,6474}{403,305 + 711,6474} = 257,419 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

11. Faktor pengotor ;  $R_d$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{257,419 - 125}{257,419 \times 125} = 0,004$$

Jika  $R_d$  hitung  $\geq 0,003$  maka rancangan diterima :

#### 14. Pompa Cooler (P-05)

Kode : P-05

Fungsi : Untuk mengalirkan produk Cooler-01 ke Sentrifugal

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi :  $30^\circ\text{C}$ , 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 13.423,9430 \text{ kg/jam} = 8,2204 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1049,4680 \text{ kg/m}^3 = 65,3811 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 0,45 \text{ cp} = 3,02 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{8,2204 \text{ lb/detik}}{65,3811 \text{ lb/ft}^3} = 0,1255 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)

$$= 3,9 (0,1255)^{0,45} (65,3811)^{0,13}$$

$$= 2,6396 \text{ in}$$



Dipilih pipa 6 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 6,625 in

Diameter dalam ; ID = 6,605 in = 0,5502 ft

Luas penampang ; A = 28,9 in<sup>2</sup> = 0,1994 ft<sup>2</sup>

$$\text{Kecepatan laju alir ; } V = \frac{Q}{A} = \frac{0,1255 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1994 \text{ ft}^2} = 0,6292 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold ; } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{65,3811 \text{ lb/ft}^3 \times 0,5502 \text{ ft} \times 0,6292 \text{ ft/detik}}{1,042 \times 10^{-4} \text{ lbfm/ft} \cdot \text{detik}} \\ &= 75.136,9209 > 2.100 \text{ aliran turbulen} \end{aligned}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,5502 \text{ in}} = 0,0003$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0003$  dan  $N_{Re} = 75.136,9209$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,0175$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah *gate valve fully open*  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,5502 \text{ ft} = 7,1526 \text{ ft}$

2 buah *elbow* standar  $90^\circ$   $L/D = 30$   $L_3 = 2 \times 30 \times 0,5502 \text{ ft} = 33,0120 \text{ ft}$

Penyempitan mendadak  $K = 0,5$   $L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,5502 \text{ ft} = 14,8554 \text{ ft}$

Pembesaran mendadak  $K = 1,0$   $L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 50 \times 0,5502 \text{ ft} = 28,0602 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} &+ \\ \Sigma L &= 93,0802 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,0175 \times (0,6292 \text{ ft/detik})^2 \times 93,0802 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbfm} \cdot \text{ft/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,5502 \text{ ft}} = 0,0728 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned} \text{Kerja pompa ; } W_f &= \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F \\ &= 15 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,0728 \text{ lbf/lbm} \\ &= 15,0728 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa ; } P &= Q \times \rho \times W_f \\ &= 0,1255 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 65,3811 \text{ lb/ft}^3 \times 15,0728 \text{ lbf/lbm} \\ &= 123,9050 \text{ lb ft/detik} / 550 \\ &= 0,2253 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dari figure 14-33 Peters halaman 521 dipilih efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,2253 \text{ HP}}{0,8} = 0,2816 \text{ HP} = \frac{1}{2} \text{ HP}$$

### 15. Sentrifugal (SF-01)

Kode : SF-01

Fungsi : Untuk memisahkan produk dari pengotornya

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 13.423,9430 \text{ kg/jam}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.049,4680 \text{ kg/m}^3 = 65,3811 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 9,87 \text{ cp} = 6,6 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 1,2 \times \frac{F}{\rho} = 1,2 \times \frac{13.423,9430 \text{ kg/jam}}{1.049,4680 \text{ kg/m}^3} \\ &= 15,3494 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diambil tinggi silinder,  $H_s = \frac{4}{3} Dt$

Volume tangki ;  $V_t = \frac{1}{4} \pi Dt^2 H_s$

$$15,3494 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) Dt^2 \frac{4}{3} Dt$$

$$15,3494 \text{ m}^3 = 1,0467 Dt^3$$

Diameter tangki ;  $Dt = 2,4477 \text{ m} = 96,3666 \text{ ft}$

Jari-jari tangki,  $R = \frac{2,4477 \text{ m}}{2} = 1,2239 \text{ m} = 48,1833 \text{ in}$

Tinggi tangki ;  $H_s = \frac{4}{3} \times 2,4477 \text{ m} = 3,2636 \text{ m} = 10,7079 \text{ ft}$

$$\text{Tinggi elipsoidal ; } H_e = \frac{1}{4} \times 2,4477 \text{ m} = 0,6119 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total ; } H_T &= H_s + H_e \\ &= 3,2636 \text{ m} + 0,6119 \text{ m} = 3,8756 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o$  = Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{65,3811 \text{ lb/ft}^3 (10,7079 \text{ ft} - 1)}{144} = 19,1170 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

$$\text{Tekanan desain ; } P_d = 1,2 \times 19,1170 \text{ Psi} = 22,9404 \text{ Psi}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (Chavse dan eber, 1954)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{22,9404 \text{ psi} \times 48,1833 \text{ in}}{18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 22,9404 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun} \\ &= 0,1738 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama.

Dari tabel 19-14 dan 19-15, Perry 1992 diperoleh data sebagai berikut :

$$\text{Kecepatan} = 1.012 \text{ ft/min}$$

$$\text{Waktu Pemisahan} = 1,5 \text{ menit}$$

## 16. Pompa Bak Penampung-01 (P-06)

Kode : P-06

Fungsi : Mengalirkan produk samping dari sentrifugal ke bak penampung-01

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 1.533,9960 \text{ kg/jam} = 0,9394 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.027,6705 \text{ kg/m}^3 = 64,0231 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 0,44 \text{ cp} = 2,958 \times 10^{-4} \text{ lbfm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,9394 \text{ lb/detik}}{64,0231 \text{ lb/ft}^3} = 0,0146 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)

$$= 3,9 (0,0146)^{0,45} (64,0231)^{0,13}$$

$$= 1,0012 \text{ in}$$

Dipilih pipa 1 1/4 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut :

Diameter luar ; OD = 1,66 in

Diamete dalam ; ID = 1,380 in = 0,1150 ft

Luas penampang ; A = 1,50 in<sup>2</sup> = 0,0104 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0146 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0104 \text{ ft}^2} = 1,4056 \text{ ft/detik}$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold ; } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{64,0231 \text{ lb/ft}^3 \times 1,380 \text{ ft} \times 1,4056 \text{ ft/detik}}{2,958 \times 10^{-4} \text{ lbfm/ft .detik}} \end{aligned}$$

$$= 40.903,0540 > 2.100 \text{ aliran turbulen}$$

$\epsilon_{\text{stainless steel}} = 0,00015$  dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,1150 \text{ in}} = 0,0013$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0013$  dan  $N_{Re} = 40.903,0540$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,02$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah gate valve fully open  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,1150 \text{ ft} = 1,4950 \text{ ft}$

2 buah elbow standar  $90^\circ$   $L/D = 30$   $L_3 = 2 \times 30 \times 0,1150 \text{ ft} = 6,9 \text{ ft}$

Penyempitan mendadak,  $K = 0,5$ ;  $L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,1150 \text{ ft} = 3,1050 \text{ ft}$

Pembesaran mendadak,  $K = 1,0$  ;  $L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 50 \times 0,1150 \text{ ft} = 5,8650 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} &+ \\ \Sigma L &= 27,3650 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,02 \times (1,4056 \text{ ft/detik})^2 \times 27,3650 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbfm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,1150 \text{ ft}} = 0,5010 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 16 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2gc\alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{gc} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2gc\alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{gc} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{gc} + \Sigma F$

$$= 16 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,5010 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 16,5010 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times Wf$

$$= 0,0146 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 64,0231 \text{ lb/ft}^3 \times 16,5010 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 15,5006 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,0282 \text{ HP}$$

Untuk HP = 0,0282 HP dari figure 14-33 Peters halaman. 521 dipilih efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,0282 \text{ HP}}{0,8} = 0,0352 \text{ HP} = \frac{1}{4} \text{ HP}$$

### 17. Bak Penampung-01 (BP-01)

Kode : BP-01

Fungsi : Untuk menampung produk samping dari sentrifugal

Tipe : Prisma segi empat beraturan

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 1.533,9960 \text{ kg/jam}$

Densitas bahan ;  $\rho_{\text{camp}} = 1.027,6705 \text{ kg/m}^3$

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume penampang} = \frac{1,2 \times 1.533,996 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{1.027,6705 \text{ kg/m}^3} = 300,9268 \text{ m}^3$$

Direncanakan panjang ;  $P = 2 \times \text{lebar bak}$ , tinggi bak = lebar bak

$$\text{Volume bak} = 2 l \times l \times l$$

$$300,9268 \text{ m}^3 = 2l^3$$

$$\text{Lebar bak ; } l = 5,3188 \text{ m}$$

$$\text{Panjang bak ; } P = 2 \times 5,3188 \text{ m} = 10,6375 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak ; } t = 5,3188 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak ; } A = 10,6375 \text{ m} \times 5,3188 \text{ m} = 56,5784 \text{ m}^2$$

### 18. Pompa Sentrifugal (P-07)

Kode : P-07

Fungsi : Untuk mengalirkan produk Sentrifugal ke Netralizer

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 11.889,9470 \text{ kg/jam} = 7,2810 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 993,9929 \text{ kg/m}^3 = 61,9251 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 0,845 \text{ cp} = 5,68 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{7,2810 \text{ lb/detik}}{61,9251 \text{ lb/ft}^3} = 0,1173 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,1173)^{0,45} (61,9251)^{0,13}$   
 $= 2,5431 \text{ in}$

Dipilih pipa 6 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 6,625 in

Diameter dalam ; ID = 6,065 in = 0,5052 ft

Luas penampang ; A = 28,9 in<sup>2</sup> = 0,1994 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,1173 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1994 \text{ ft}^2} = 0,5884 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$

$$= \frac{61,9251 \text{ lb/ft}^3 \times 0,5052 \text{ ft} \times 0,5884 \text{ ft/detik}}{15,68 \times 10^{-4} \text{ lbfm/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 35.384,3987 > 2.100 \text{ aliran turbulen}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,5052 \text{ in}} = 0,0003$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0003$  dan  $N_{Re} = 35.384,3987$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,016$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah gate valve fully open  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,5052 \text{ ft} = 6,5676 \text{ ft}$

2 buah elbow standar  $90^\circ$   $L/D = 30$   $L_3 = 2 \times 30 \times 0,5052 \text{ ft} = 30,3120 \text{ ft}$

Penyempitan mendadak  $K = 0,5$   $L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,5052 \text{ ft} = 13,6404 \text{ ft}$

Pembesaran mendadak  $K = 1,0$   $L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 50 \times 0,5052 \text{ ft} = 25,7652 \text{ ft}$

$$\Sigma L = 86,2852 \text{ ft}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,016 \times (0,5884 \text{ ft/detik})^2 \times 86,2852 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbfm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,5052 \text{ ft}} = 0,0540 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 25 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned} \text{Kerja pompa ; } Wf &= \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F \\ &= 25 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbfm.ft/lbf.detik}^2} + 0,0540 \text{ lbf/lbm} \\ &= 25,0540 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa ; } P &= Q \times \rho \times Wf \\ &= 0,1173 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 61,9251 \text{ lb/ft}^3 \times 25,0540 \text{ lbf/lbm} \\ &= 182,4192 \text{ lb ft/detik} / 550 \\ &= 0,3317 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,3317 \text{ HP}}{0,8} = 0,4146 \text{ HP} = \frac{1}{4} \text{ HP}$$

### 19. Tangki Air (T-03)

Kode : T-03

Fungsi : Tempat penyimpanan air selama 7 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup-tutup datar

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ; F = 25.509,9790 kg/jam

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 998,23 \text{ kg/m}^3 = 62,189 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki} = \frac{1,2 \times 25.509,9790 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{998,23 \text{ kg/m}^3} = 5.151,9307 \text{ m}^3$$

$$\text{Diambil tinggi silinder, } H_s = \frac{4}{3} D_t$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{4}{3} \pi D_t^2 H_s$$

$$5.151,9307 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$$

$$5.151,9307 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$$

Diameter tangki,  $D_t = 17,0106 \text{ m}$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{17,0106 \text{ m}}{2} = 8,5053 \text{ m} = 334,8544 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{4}{3} \times 17,0106 \text{ m} = 22,6808 \text{ m} = 74,4159 \text{ ft}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o = \text{Tekanan awal } 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{62,189 \text{ lb/ft}^3 \times (74,4159 \text{ ft} - 1)}{144} = 46,4724 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 46,4724 \text{ Psi} = 55,7669 \text{ Psi}$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$



Dimana :

P : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$ts = \frac{55,7669 \text{ psi} \times 334,8544 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 55,7669 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$
$$= 1,3477 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan 1 ½ in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ; Dt = 17,0106 m

Tinggi tangki ; H<sub>T</sub> = 26,9335 m

Tebal silinder ; ts = 1 ½ in

Bahan kosntruksi = *Stainless steel* SA-304

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

## 20. Pompa Air ((P-08)

Kode : P-08

Fungsi : Untuk mengalirkan air ke Mixer (M-02)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ; F = 25.509,9790 kg/jam = 15,6215 lb/detik

Densitas bahan ; ρ = 998,23 kg/m<sup>3</sup> = 62,1895 lb/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Viskositas ; μ = 1,005 cp = 6,756 × 10<sup>-4</sup> lbm/ft.detik (Perry, 1997)

Laju alir volumetrik ; Q =  $\frac{F}{\rho} = \frac{15,6215 \text{ lb/detik}}{62,2895 \text{ lb/ft}^3} = 0,2507 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ; ID<sub>op</sub> = 3,9 (Q)<sup>0,45</sup> (ρ)<sup>0,13</sup> (Timmerhaus, 1968)

$$= 3,9 (0,2507)^{0,45} (62,2895)^{0,13}$$
$$= 3,5806 \text{ in}$$

Dipilih pipa 6 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 6,025 in

Diameter dalam ; ID = 6,065 in = 0,5052 ft

Luas penampang ; A = 28,9 in<sup>2</sup> = 0,1994 ft<sup>2</sup>

$$\text{Kecepatan laju alir ; } V = \frac{Q}{A} = \frac{0,2507 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1994 \text{ ft}^2} = 1,2571 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold ; } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{62,189 \text{ lb/ft}^3 \times 0,5052 \text{ ft} \times 1,2571 \text{ ft/detik}}{6,756 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}} \\ &= 58.459,769 > 2.100 \text{ aliran turbulen} \end{aligned}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{6,065 \text{ in}} = 0,00002$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,00002$  dan  $N_{Re} = 58.459,769$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,017$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah gate valve fully open  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,5052 \text{ ft} = 6,5676 \text{ ft}$

2 buah elbow standar 90°  $L/D = 30$   $L_3 = 2 \times 30 \times 0,5052 \text{ ft} = 30,3120 \text{ ft}$

Penyempitan mendadak  $K = 0,5$   $L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,5052 \text{ ft} = 13,6404 \text{ ft}$

Pembesaran mendadak  $K = 1,0$   $L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 50 \times 0,5052 \text{ ft} = 25,7652 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} &+ \\ \Sigma L &= 86,2852 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,017 \times (1,2571 \text{ ft/detik})^2 \times 86,2852 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,5052 \text{ ft}} = 0,2618 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned} \text{Kerja pompa ; } W_f &= \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F \\ &= 15 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,2618 \text{ lbf/lbm} \\ &= 15,2618 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa ; } P &= Q \times \rho \times W_f \\ &= 0,2507 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 62,2895 \text{ lb/ft}^3 \times 15,2618 \text{ lbf/lbm} \\ &= 394,6283 \text{ lb ft/detik} / 550 \\ &= 0,7175 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,7175 \text{ HP}}{0,8} = 0,8969 \text{ HP}$$

## 21. Tangki NaOH (T-04)

Kode : T-04

Fungsi : Tempat penyimpanan NaOH selama 7 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 1.024,6000 \text{ kg/jam}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.601,14 \text{ kg/m}^3 = 99,7499 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki} = \frac{1,2 \times 1.024,6 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{1601,14 \text{ kg/m}^3} = 129,0077 \text{ m}^3$$

Diambil tinggi silinder ,  $H_s = \frac{4}{3} D_t$

$$\text{Volume tangki , } V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$$

$$129,0077 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$$

$$129,0077 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$$

Diameter tangki,  $D_t = 4,9766 \text{ m}$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{4,9766 \text{ m}}{2} = 2,4883 \text{ m} = 97,9650 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{4}{3} \times 4,9766 \text{ m} = 6,6355 \text{ m} = 21,7711 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi elipsoidal ; } H_e = \frac{1}{4} \times 4,9766 \text{ m} = 1,2442 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total ; } H_T &= H_s + H_e \\ &= 6,6355 \text{ m} + 1,2442 \text{ m} = 7,8797 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o$  = Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{99,7499 \text{ lb/ft}^3 (21,7711 \text{ ft} - 1)}{144} = 29,1184 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 29,1184 \text{ psi} = 34,9421 \text{ Psi}$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (Chavse dan eber, 1954)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{34,9421 \text{ Psi} \times 97,9650 \text{ in}}{18.750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,6 \times 34,9421 \text{ Psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun} \\ &= 0,3285 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t = 4,9766 \text{ m}$

Tinggi tangki ;  $H_T = 7,8797 \text{ m}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{1}{4} \text{ in}$

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

## 22. Pompa NaOH (P-09)

Kode : P-09

Fungsi : Untuk mengalirkan NaOH ke Mixer (M-02)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 1.024,6000 \text{ kg/jam} = 0,6274 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.601,14 \text{ kg/m}^3 = 99,7499 \text{ lb/ft}^3$  (Perry, 1997)

Viskositas ;  $\mu = 1,258 \text{ cp} = 8,45 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$  (Perry, 1997)

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,6274 \text{ lb/detik}}{99,7499 \text{ lb/ft}^3} = 0,0063 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,0063)^{0,45} (99,7499)^{0,13}$   
 $= 0,7245 \text{ in}$

Dipilih pipa 1 1/2 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut :

Diameter luar ; OD = 1,66 in

Diamete dalam ; ID = 1,380 in = 0,1150 ft

Luas penampang ; A = 1,50 in<sup>2</sup> = 0,0104 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0063 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0104 \text{ ft}^2} = 0,6026 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{99,7499 \text{ lb/ft}^3 \times 0,1150 \text{ ft} \times 0,6026 \text{ ft/detik}}{8,456 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}}$   
 $= 9.563,7303 > 2.100$  aliran turbulen

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,1150 \text{ in}} = 0,0013$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0013$  dan  $N_{Re} = 9.563,7303$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,017$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah gate valve fully open  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,1150 \text{ ft} = 1,4950 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
 &2 \text{ buah elbow standar } 90^\circ L/D = 30 & L_3 = 2 \times 30 \times 0,1150 \text{ ft} = 6,9 \text{ ft} \\
 &\text{Penyempitan mendadak, } K = 0,5; L/D = 27 & L_4 = 1 \times 27 \times 0,1150 \text{ ft} = 3,1050 \text{ ft} \\
 &\text{Pembesaran mendadak, } K = 1,0 ; L/D = 51 & L_5 = 1 \times 50 \times 0,1150 \text{ ft} = 5,8650 \text{ ft} \\
 & & \underline{\hspace{10em}} + \\
 & & \Sigma L = 27,3650 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,013 \times (0,6026 \text{ ft/detik})^2 \times 27,3650 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,1150 \text{ ft}} = 0,0783 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned}
 &= 15 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,0783 \text{ lbf/lbm} \\
 &= 15,0783 \text{ lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times Wf$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0063 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 99,7499 \text{ lb/ft}^3 \times 15,0783 \text{ lbf/lbm} \\
 &= 10,0881 \text{ lb ft/detik} / 550 = 0,0183 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa = 80%

Daya pompa ;  $P = \frac{0,0183 \text{ HP}}{0,8} = 0,0229 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$

### 23. Mixer (M-02)

Kode : M-02

Fungsi : Tempat pencampuran air dan NaOH

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk = 26.534,5790 kg/jam

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 1.042,8 \text{ kg/m}^3 = 64,9857 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki =  $\frac{1,2 \times 26.534,5790 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1.042,8 \text{ kg/m}^3} = 30,5346 \text{ m}^3$

Diambil tinggi silinder,  $H_s = \frac{4}{3} D_t$

Volume tangki,  $V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

$30,5346 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$

$30,5346 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$

Diameter tangki,  $D_t = 3,0784 \text{ m} = 10,1003 \text{ ft}$

Jari-jari tangki,  $R = \frac{3,0784 \text{ m}}{2} = 1,5392 \text{ m} = 60,5987 \text{ in}$

Tinggi tangki ;  $H_s = \frac{4}{3} \times 3,0784 \text{ m} = 4,1046 \text{ m} = 13,4671 \text{ ft}$

Tinggi elipsoidal ;  $H_e = \frac{1}{4} \times 3,0784 \text{ m} = 0,7696 \text{ m}$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$

$$= 4,1046 \text{ m} + 0,7696 \text{ m} = 4,8742 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik bahan,  $Ph = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$

Dimana  $P_o =$  Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$Ph = 14,7 \text{ psi} + \frac{64,9657 \text{ lb/ft}^3 (13,4671 \text{ ft} - 1)}{144} = 20,3363 \text{ Psi}$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 20,3363 \text{ Psi} = 24,4036 \text{ Psi}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc$  (Petter dan Timmerhaus, 2004)

Dimana :

P : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$ts = \frac{24,4036 \text{ psi} \times 60,5987 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 24,4036 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$
$$= 0,1987 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama.

Tangki ini menggunakan pengaduk untuk mempercepat proses pencampuran,

jenis pengaduk yang digunakan adalah propeller, dengan ketentuan :

$$\frac{Da}{Dt} = 0,3, \frac{W}{Da} = \frac{1}{5}, \frac{L}{Da} = \frac{1}{4}, \frac{D}{E} = 4$$

Dimana :

Dt : Diameter tangki

Da : Diameter pengaduk =  $0,3 \times 10,1003 \text{ ft} = 3,0301 \text{ ft}$

W : Lebar pengaduk =  $\frac{1}{5} \times 3,0301 \text{ ft} = 0,6060 \text{ ft}$

L : Panjang daun pengaduk =  $\frac{1}{4} \times 3,0301 \text{ ft} = 0,7575 \text{ ft}$

E : jarak pengaduk dari dasar =  $\frac{1}{4} \times 10,1003 \text{ ft} = 2,5251 \text{ ft}$

Data yang dibutuhkan untuk melakukan pengadukan ;

$$P = \frac{K_T n^3 Da^5 \rho m}{g_c 550}$$

Dimana :

$K_T$  : Konstanta pengadukan 6,3

n : Kecepatan pengadukan 60 rpm = 1 rps

$g_c$  : Konstanta gravitasi 32,174 lbf ft/lbf detik<sup>2</sup>

$$\text{sehingga daya ; } P = \frac{6,3 (1 \text{ rps})^3 (3,0301 \text{ ft})^5 64,9657 \text{ lb/ft}^3}{32,174 \text{ lbf ft/lbf} \cdot \text{detik}^2 550}$$

$$= 5,9203 \text{ HP}$$

Efisiensi motor 80%,

$$P = \frac{5,9203 \text{ hp}}{0,8} = 7,4004 \text{ HP}$$



### Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t = 3,0784 \text{ m}$

Tinggi tangki ;  $H_T = 4,8742 \text{ m}$

Tebal silinder ;  $t_s = 0,1987 \text{ in}$

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi =  $0,01 \text{ in/tahun}$

Diameter pengaduk =  $3,0301 \text{ ft}$

Daya motor =  $7,4004 \text{ HP}$

Tipe pengaduk = Propeller

### 24. Pompa Mixer-02 (P-10)

Kode : P-10

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan NaOH ke Netralizer (R-02)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi :  $30^\circ\text{C}$ , 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 26.534,5790 \text{ kg/jam} = 16,2490 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.042,8 \text{ kg/m}^3 = 64,9857 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 0,8 \text{ cp} = 5,377 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft}\cdot\text{detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{16,2490 \text{ lb/detik}}{64,9857 \text{ lb/ft}^3} = 0,2496 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,2496)^{0,45} (64,9857)^{0,13}$   
 $= 3,5941 \text{ in}$

Dipilih pipa 6 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD =  $6,625 \text{ in}$

Diameter dalam ; ID =  $6,065 \text{ in} = 0,5052 \text{ ft}$

Luas penampang ; A =  $28,9 \text{ in}^2 = 0,1994 \text{ ft}^2$

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,2496 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1994 \text{ ft}^2} = 1,2517 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$

$$= \frac{64,4099 \text{ lb/ft}^3 \times 0,5052 \text{ ft} \times 1,2517 \text{ ft/detik}}{5,377 \times 10^{-4} \text{ lbfm/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 83.416,5842 > 2.100 \text{ aliran turbulen}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{3,5052 \text{ in}} = 0,0003$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0003$  dan  $N_{Re} = 83.416,5842$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,014$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah *gate valve fully open*  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,5052 \text{ ft} = 6,5676 \text{ ft}$

2 buah *elbow standar 90°*  $L/D = 30$   $L_3 = 2 \times 30 \times 0,25052 \text{ ft} = 30,3120 \text{ ft}$

Penyempitan mendadak  $K = 0,5$   $L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,5052 \text{ ft} = 13,6404 \text{ ft}$

Pembesaran mendadak,  $K = 1,0$   $L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 50 \times 0,5052 \text{ ft} = 25,7652 \text{ ft}$

$$\Sigma L = 84,2852 \text{ ft}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,014 \times (1,2517 \text{ ft/detik})^2 \times 84,2852 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbfm} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,5052 \text{ ft}}$$

$$= 0,2088 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 25 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$= 25 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbfm} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{detik}^2} + 0,2088 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 25,2088 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times Wf$

$$= 0,2496 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 64,9657 \text{ lb/ft}^3 \times 25,2088 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 409,6172 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,7448 \text{ HP}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,7448 \text{ HP}}{0,8} = 0,9309 \text{ HP} = 1 \text{ HP}$$

## 25. Netralizer (R-02)

Kode : R-02

Fungsi : Untuk menetralkan HCl dengan NaOH menjadi NaCl

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Tabel LC-2 Komposisi di Netralizer (R-02)

Komponen	F (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
Glukosa	784,339	884,4060	0,887
NaOH	1.024,600	1601,400	0,640
HCl	944,404	1465,600	0,644
Air	35.671,182	998,230	35,734
Total	38.424,525		37,905

Laju alir bahan masuk = 38.424,525 kg/jam

$$\text{Densitas campuran ; } \rho_{\text{camp}} = \frac{38.424,525 \text{ kg/jam}}{37,905 \text{ m}^3/\text{jam}} = 1.013,693 \text{ kg/m}^3$$

$$= 63,285 \text{ lb/ft}^3$$

Reaksi yang terjadi :  $\text{HCl} + \text{NaOH} \longrightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O}$

A            B                            C + D

Diketahui :

Konversi reaksi ;  $X_A = 99\%$

$$F_{AO} = \frac{944,404 \text{ kg/jam}}{36,5 \text{ kmol/kg}} = 25,874 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{AO} = \frac{25,874 \text{ kmol/jam}}{37,905 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,6836 \text{ kmol/m}^3$$

$$F_{BO} = \frac{1.024,600 \text{ kg/jam}}{40 \text{ kmol/kg}} = 25,615 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{BO} = \frac{25,615 \text{ kmol/jam}}{37,905 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,6766 \text{ kmol/m}^3$$

$C_{AO} = C_{BO}$ , sehingga

$$\begin{aligned} -r_A &= k \cdot C_A \cdot C_B = k \cdot C_A^2 \\ &= k C_{AO}^2 [1 - X_A]^2 \end{aligned}$$

Diasumsikan  $k = 1 \text{ mol/liter}$ , detik =  $3600 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$

$$-r_A = 3600 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam} \times (0,6836)^2 (1-0,99)^2 = 0,1682 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

$$\tau = C_{AO} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} = (0,6836)^2 \int_0^{0,99} \frac{0,99-0}{0,1682} = 4,0236 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Reaktor berpengaduk, } V &= F_{AO} \frac{X_A}{-r_A} = 25,874 \text{ kmol/jam} \times \frac{0,99}{0,1682 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}} \\ &= 152,712 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

(Perry & Green, 1999)

$$\text{Volume raktor} = 1,2 \times 152,712 \text{ m}^3 = 183,254 \text{ m}^3$$

Diambil tinggi silinder,  $H_s = \frac{4}{3} Dt$

$$\text{Volume tangki ; } V_t = \frac{1}{4} \pi Dt^2 H_s$$

$$183,254 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) Dt^2 \frac{4}{3} Dt$$

$$183,254 \text{ m}^3 = 1,0467 Dt^3$$

Diameter tangki ;  $Dt = 5,594 \text{ m} = 18,355 \text{ ft}$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{5,594 \text{ m}}{2} = 2,797 \text{ m} = 110,124 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{4}{3} \times 5,594 \text{ m} = 7,459 \text{ m} = 24,473 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi elipsoidal ; } H_e = \frac{1}{4} \times 5,594 \text{ m} = 1,399 \text{ m}$$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$

$$= 7,459 \text{ m} + 1,399 \text{ m} = 8,858 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o$  = Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{63,1624 \text{ lb/ft}^3 (24,473 \text{ ft} - 1)}{144} = 25,016 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 25,016 \text{ Psi} = 30,019 \text{ Psi}$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$ts = \frac{30,019 \text{ psi} \times 110,124 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 30,019 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$
$$= 0,321 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{2}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama.

Tangki ini menggunakan pengaduk untuk mempercepat proses pencampuran, jenis pengaduk yang digunakan adalah propeller, dengan ketentuan :

$$\frac{Da}{Dt} = 0,3, \frac{W}{Da} = \frac{1}{5}, \frac{L}{Da} = \frac{1}{4}, \frac{D}{E} = 4$$

Dimana :

Dt : Diameter tangki

$$Da : \text{Diameter pengaduk} = 0,3 \times 18,355 \text{ ft} = 5,507 \text{ ft}$$

$$W : \text{Lebar pengaduk} = \frac{1}{5} \times 5,507 \text{ ft} = 1,101 \text{ ft}$$

$$L : \text{Panjang daun pengaduk} = \frac{1}{4} \times 5,507 \text{ ft} = 1,377 \text{ ft}$$

$$E : \text{jarak pengaduk dari dasar} = \frac{1}{4} \times 18,355 \text{ ft} = 4,589 \text{ ft}$$

Data yang dibutuhkan untuk melakukan pengadukan ;

$$P = \frac{K_T n^3 Da^5 \rho_m}{g_c 550}$$

Dimana :

$K_T$  : Konstanta pengadukan 6,3

n : Kecepatan pengadukan 60 rpm = 1 rps

$g_c$  : Konstanta gravitasi 32,174 lbf ft/lbf detik<sup>2</sup>

$$\text{sehingga daya ; } P = \frac{6,3 (1 \text{ rps})^3 (5,507 \text{ ft})^5 63,1624 \text{ lb/ft}^3}{32,174 \text{ lbf} \frac{\text{ft}}{\text{lbf}} \text{detik}^2 550}$$
$$= 114,064 \text{ HP}$$

Efisiensi motor 80%,

$$P = \frac{114,064 \text{ m}}{0,8} = 142,580 \text{ HP} = 143 \text{ HP}$$

Spesifikasi Tangki

$$\text{Diameter tangki ; } Dt = 5,594 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_T = 8,858 \text{ m}$$

Tebal silinder ; ts	= 1/2 in
Bahan konstruksi	= Stainless steel SA-304
Faktor korosi	= 0,01 in/tahun
Diameter pengaduk	= 5,507 ft
Daya motor	= 143 HP
Tipe pengaduk	= Propeller

### Coil Pemanas

Jenis : *Single helix*

Diambil data dari tabel 11 Kern, 1950 hal.844 :

IPS = 1 in, Sch 40

OD = 1,32 in  $\times$  0,0833 ft/in = 0,11 ft

ID = 1,610 in  $\times$  0,0833 ft/in = 0,1334 ft

Dari neraca panas Q steam = 4.718.602,131 Btu/jam

Luas penampang koil,  $A = \frac{Q_s}{U_D \Delta t_m} = N_t \cdot a_t \cdot L$

Dimana :

Q<sub>s</sub> : Panas yang diserap

U<sub>D</sub> : Koefisien perpindahan panas

Δt<sub>m</sub> : Temperatur logaritma rata-rata

N<sub>t</sub> : Jumlah tube (1 buah)

A<sub>t</sub> : Luas permukaan panas

L : Panjang koil

Digunakan tube 1,5 in OD, 16 BWG

A<sub>t</sub> : 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft (Kern, 1959)

Δt<sub>m</sub> = 30°C = 86°F

U<sub>D</sub> = 250 – 500 Btu/ft<sup>2</sup> jam°F (Kern, 1959)

Diambil U<sub>D</sub> = 500

Maka,  $A = \frac{4.718.602,131 \text{ Btu/jam}}{500 \times 86} = 109,735 \text{ ft}^2$

Panjang,  $L = \frac{A}{N \times a_t} = \frac{109,735 \text{ ft}^2}{1 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 279,579 \text{ ft}$

Diambil spiral, D = 0,7  $\times$  D<sub>t</sub>

= 0,7  $\times$  18,355 ft

$$= 12,849 \text{ ft}$$

Luas permukaan koil/lilitan,  $nc = \pi \times D \times at$

$$= 3,14 \times 12,849 \text{ ft} \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 15,835 \text{ ft}^2$$

## 26. Pompa Netralizer (P-11)

Kode : P-11

Fungsi : Untuk mengalirkan produk Netralizer ke MRO

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 38.424,5250 \text{ kg/jam} = 23,5300 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.013,6931 \text{ kg/m}^3 = 62,8849 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 0,81 \text{ cp} = 5,445 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{23,5300 \text{ lb/detik}}{62,8849 \text{ lb/ft}^3} = 0,3718 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)

$$= 3,9 (0,3718)^{0,45} (62,8849)^{0,13}$$

$$= 4,2843 \text{ in}$$

Dipilih pipa 8 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 8,625 in

Diamete dalam ; ID = 7,981 in = 0,6648 ft

Luas penampang ; A = 50 in<sup>2</sup> = 0,345 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,3718 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,345 \text{ ft}^2} = 1,0777 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$

$$= \frac{62,8849 \text{ lb/ft}^3 \times 0,6648 \text{ ft} \times 1,0777 \text{ ft/detik}}{5,445 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft .detik}}$$

$$= 83.306,9833 > 2.100 \text{ aliran turbulen}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,6648 \text{ in}} = 0,0002$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0002$  dan  $N_{Re} = 83.306,9833$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,014$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus	$L_1 = 10$ ft
1 buah gate valve fully open $L/D = 13$	$L_2 = 1 \times 13 \times 0,6648$ ft = 8,6424 ft
2 buah elbow standar $90^\circ$ $L/D = 30$	$L_3 = 2 \times 30 \times 0,6648$ ft = 39,888 ft
Penyempitan mendadak $K = 0,5$ $L/D = 27$	$L_4 = 1 \times 27 \times 0,6648$ ft = 17,9496 ft
Pembesaran mendadak, $K = 1,0$ $L/D = 51$	$L_5 = 1 \times 50 \times 0,6648$ ft = 33,9048 ft
	+ $\Sigma L = 110,3848$ ft

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,014 \times (1,0777 \text{ ft/detik})^2 \times 110,3848 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbf.ft/detik}^2 \times 0,6648 \text{ ft}} = 0,1678 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 5$  ft

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned} \text{Kerja pompa ; } Wf &= \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F \\ &= 5 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbf.ft/detik}^2} + 0,1678 \text{ lbf/lbm} \\ &= 5,1678 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa ; } P &= Q \times \rho \times Wf \\ &= 0,3718 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 62,8849 \text{ lb/ft}^3 \times 5,1678 \text{ lbf/lbm} \\ &= 121,5976 \text{ lb ft/detik} / 550 \\ &= 0,2211 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,2211 \text{ HP}}{0,8} = 0,2764 \text{ HP} = \frac{1}{2} \text{ HP}$$



## 27. Membrane Reverse Osmosis (MRO)

Kode : MRO

Fungsi : Tempat pemisahan produk netralizer dan hasil samping

Tipe : Tangki berbentuk silinder horizontal bagian bawah dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 38.424,5250 \text{ kg/jam}$

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 1.013,6931 \text{ kg/m}^3 = 62,8829 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 6 menit

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki} = \frac{1,2 \times 1.013,6931 \text{ kg/jam} \times (6/60)}{1009,3633 \text{ kg/m}^3} = 4,5487 \text{ m}^3$$

$$\text{Diambil tinggi silinder, } H_s = \frac{3}{1} D_t$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$$

$$4,5487 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 3 D_t$$

$$4,5487 \text{ m}^3 = 2,355 D_t^3$$

$$\text{Diameter tangki, } D_t = 1,2454 \text{ m} = 58,0118 \text{ ft}$$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{1,2454 \text{ m}}{2} = 0,6227 \text{ m} = 24,5151 \text{ in}$$

$$\text{Panjang tangki ; } L_s = \frac{3}{1} \times 1,2454 \text{ m} = 3,7361 \text{ m} = 12,2582 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tutup ; } H_e = 2 \times \frac{1}{4} \times 1,2454 \text{ m} = 0,6227 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total ; } L_T &= L_s + H_e \\ &= 3,7361 \text{ m} + 0,6227 \text{ m} = 4,3588 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (L_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o$  = Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{62,8829 \text{ lb/ft}^3 (12,2582 \text{ ft} - 1)}{144} = 19,6477 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + n_c \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

P : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$ts = \frac{19,6477 \text{ psi} \times 24,5151 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 19,6477 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$
$$= 0,1386 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama.

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ; Dt = 1,2454 m

Panjang tangki ; H<sub>T</sub> = 4,3588 in

Tebal silinder ; ts =  $\frac{1}{4}$  in

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

## 28. Pompa Bak Penampung (P-12)

Kode : P-12

Fungsi : Untuk mengalirkan hasil samping MRO ke bak penampung

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ; F = 1.868,5900 kg/jam = 1,1443 lb/detik

Densitas bahan ;  $\rho = 1.009,4006 \text{ kg/m}^3 = 62,8849 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 0,81 \text{ cp} = 5,445 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{1,1443 \text{ lb/detik}}{62,8849 \text{ lb/ft}^3} = 0,0182 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)

$$= 3,9 (0,0182)^{0,45} (62,8849)^{0,13}$$
$$= 1,1005 \text{ in}$$

Dipilih pipa 8 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 8,625 in

Diameter dalam ; ID = 7,981 in = 0,6648 ft

Luas penampang ; A = 50 in<sup>2</sup> = 0,345 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ; V =  $\frac{Q}{A} = \frac{0,0182 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,345 \text{ ft}^2} = 0,0526 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ; N<sub>Re</sub> =  $\frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 =  $\frac{62,8849 \text{ lb/ft}^3 \times 0,6648 \text{ ft} \times 0,0526 \text{ ft/detik}}{5,445 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft} \cdot \text{detik}}$   
 = 4.051,2302 > 2.100 aliran turbulen

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,6648 \text{ in}} = 0,0002$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0002$  dan N<sub>Re</sub> = 4.051,2302 diperoleh faktor friksi, f = 0,015

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus L<sub>1</sub> = 10 ft

1 buah gate valve fully open L/D = 13 L<sub>2</sub> = 1 × 13 × 0,6648 ft = 8,6424 ft

2 buah elbow standar 90° L/D = 30 L<sub>3</sub> = 2 × 30 × 0,6648 ft = 39,888 ft

Penyempitan mendadak K = 0,5 L/D = 27 L<sub>4</sub> = 1 × 27 × 0,6648 ft = 17,9496 ft

Pembesaran mendadak, K = 1,0 L/D = 51 L<sub>5</sub> = 1 × 50 × 0,6648 ft = 33,9048 ft

+  
ΣL = 110,3848 ft

Faktor kerugian karena kehilangan energi ; ΣF

$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,015 \times (0,0526 \text{ ft/detik})^2 \times 110,3848 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm} \cdot \text{ft/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,6648 \text{ ft}} = 0,0004 \text{ lbf/lbm}$

Tinggi pemompaan ΔZ = 22 ft

Dari persamaan Bernaulli,

$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf$  (Foust, 1980)

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned} \text{Kerja pompa ; } W_f &= \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F \\ &= 22 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,0004 \text{ lbf/lbm} \\ &= 22,0004 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa ; } P &= Q \times \rho \times W_f \\ &= 0,0182 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 62,8849 \text{ lb/ft}^3 \times 22,0004 \text{ lbf/lbm} \\ &= 25,1744 \text{ lb ft/detik} / 550 \\ &= 0,0458 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,0458 \text{ HP}}{0,8} = 0,0572 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$$

## 29. Bak Penampung-02 (BP-02)

Kode : BP-02

Fungsi : Untuk menampung produk samping dari MRO

Jumlah : 1 buah

Bentuk : Prisma segi empat beraturan

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ; F = 1.868,5900 kg/jam

Densitas bahan ;  $\rho = 1009,9387 \text{ kg/m}^3$

Kebutuhan = 3 hari

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume penampung} = \frac{1,2 \times 1.868,5900 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 3 \text{ hari}}{1009,9387 \text{ kg/m}^3} = 373,1994 \text{ m}^3$$

Direncanakan panjang ; P = 2 × lebar bak , tinggi bak = 1/2 lebar bak

$$\text{Volume bak} = 2l \times l \times 1/2 l$$

$$373,1994 \text{ m}^3 = l^3$$

$$\text{Lebar bak ; } l = 5,7144 \text{ m}$$

$$\text{Panjang bak ; } P = 2 \times 5,7144 \text{ m} = 11,4288 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak ; } t = 1/2 \times 5,7144 \text{ m} = 2,8572 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak ; } A = 11,4288 \text{ m} \times 2,8572 \text{ m} = 32,6543 \text{ m}^2$$

### 30. Pompa MRO (P-13)

Kode : P-13

Fungsi : Untuk mengalirkan hasil samping MRO ke bak penampung

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 36.555,9350 \text{ kg/jam} = 22,3858 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 948,8794 \text{ kg/m}^3 = 59,1145 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 0,81 \text{ cp} = 5,445 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{22,3858,1507 \text{ lb/detik}}{59,1145 \text{ lb/ft}^3} = 0,3779 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,3779)^{0,45} (59,1145)^{0,13}$   
 $= 4,2788 \text{ in}$

Dipilih pipa 2 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 2,38 in

Diamete dalam ; ID = 2,069 in = 0,1724 ft

Luas penampang ; A = 3,35 in<sup>2</sup> = 0,0231 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,3779 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0231 \text{ ft}^2} = 16,3590 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{59,1145 \text{ lb/ft}^3 \times 0,1724 \text{ ft} \times 16,3590 \text{ ft/detik}}{5,44 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}}$   
 $= 306.860,5735 > 2.100$  aliran turbulen

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,1724 \text{ in}} = 0,0008$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0008$  dan  $N_{Re} = 306.860,5735$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,015$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah gate valve fully open  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,1724 \text{ ft} = 2,2412 \text{ ft}$

2 buah elbow standar  $90^\circ$   $L/D = 30$        $L_3 = 2 \times 30 \times 0,1724 \text{ ft} = 10,344 \text{ ft}$   
 Penyempitan mendadak,  $K = 0,5$ ;  $L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,1724 \text{ ft} = 4,6548 \text{ ft}$   
 Pembesaran mendadak,  $K = 1,0$  ;  $L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 50 \times 0,1724 \text{ ft} = 8,7924 \text{ ft}$   
+  
 $\Sigma L = 36,0324 \text{ ft}$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,015 \times (16,3590 \text{ ft/detik})^2 \times 36,0324 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbf.ft/detik}^2 \times 0,1724 \text{ ft}} = 52,1488 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$= 10 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbf.ft/detik}^2} + 52,1488 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 62,1488 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times W_f$

$$= 0,3779 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 59,1145 \text{ lb/ft}^3 \times 62,1488 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 1.391,2472 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 2,5295 \text{ HP}$$

Efisiensi motor = 80%

Daya pompa ;  $P = \frac{2,5295 \text{ HP}}{0,8} = 3,1619 \text{ HP} = 3 \text{ HP}$

### 31. Evaporator (E-01)

Kode : E-01

Fungsi : Tempat menguapkan air dalam produk

Jenis : *Single effec* evaporator

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*

Kondisi operasi : 107°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 1.868,5900 \text{ kg/jam}$

Densitas bahan ;  $\rho = 948,8794 \text{ kg/m}^3 = 59,1145 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki =  $\frac{1,2 \times 1.868,5900 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{948,8794 \text{ kg/m}^3} = 2,3631 \text{ m}^3$

Diambil tinggi silinder,  $H_s = \frac{5}{2} D_t$

Volume tangki ,  $V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

$2,3631 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{5}{2} D_t$

$2,3631 \text{ m}^3 = 1,9625 D_t^3$

Diameter tangki,  $D_t = 1,0639 \text{ m}$

Jari-jari tangki,  $R = \frac{1,0639 \text{ m}}{2} = 0,5319 \text{ m} = 20,9424 \text{ in}$

Tinggi tangki ;  $H_s = \frac{5}{2} \times 1,0639 \text{ m} = 2,6597 \text{ m} = 8,7265 \text{ ft}$

Tinggi elipsoidal ;  $H_e = 2 \times \frac{1}{4} \times 1,0639 \text{ m} = 0,5319 \text{ m}$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$   
 $= 2,6597 \text{ m} + 0,5319 \text{ m} = 3,1916 \text{ m}$

Tekanan hidrostatik bahan,  $Ph = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$

Dimana  $P_o = \text{Tekanan awal } 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$Ph = 14,7 \text{ psi} + \frac{59,1145 \text{ lb/ft}^3 (8,7265 \text{ ft} - 1)}{144} = 17,8785 \text{ Psi}$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 17,8785 \text{ Psi} = 21,4542 \text{ Psi}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc$  (Petter dan Timmerhaus, 2004)

Dimana :

P : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$ts = \frac{21,4542 \text{ psi} \times 20,9424 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 21,4542 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$
$$= 0,1300 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Menentukan jumlah tube

Steam yang digunakan pada suhu  $125^{\circ}\text{C}$

Panas yang dibutuhkan,  $Q = 2.051.715,5238 \text{ Btu/jam}$

Temperatur steam =  $125^{\circ}\text{C}$

Temperatur produk keluar =  $107^{\circ}\text{C}$

Temperatur umpan masuk =  $30^{\circ}\text{C}$

$$\Delta t_2 = 125^{\circ}\text{C} - 107^{\circ}\text{C} = 18^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_1 = 125^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C} = 95^{\circ}\text{C}$$

$$LMTD = \frac{18-95}{\ln \frac{18}{95}} = 46,2879^{\circ}\text{C} = 115,3182^{\circ}\text{F}$$

$$U_D = 120 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam}^{\circ}\text{F} \quad (\text{Kern, 1959})$$

$$\text{Luas permukaan perpindahan panas ; } A = \frac{Q}{U_D LMTD} \quad (\text{Kern, 1959})$$

$$= \frac{2.051.715,5238 \text{ Btu/jam}}{20 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam}^{\circ}\text{F} \times 115,3182^{\circ}\text{F}}$$
$$= 148,2648 \text{ ft}^2$$

$$\text{Dipilih pipa } 1 \frac{1}{2} \text{ in, 16 BWG, } L = 20 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1959})$$

$$a'' = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{jumlah tube ; } N_t = \frac{A}{L \times a'' \times \pi}$$
$$= \frac{148,2648 \text{ ft}^2}{20 \text{ ft} \times 0,11 \text{ ft} \times 3,14} = 3,5 \text{ tube} = 4 \text{ tube}$$

Spesifikasi Tangki

$$\text{Diameter tangki ; } D_t = 1,0639 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_T = 3,1916 \text{ m}$$



Tebal silinder ;  $t_s$  = ¼ in  
 Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*  
 Faktor korosi = 0,01 in/tahun  
 Luas perpindahan panas = 148,2648 ft<sup>2</sup>  
 Jumlah tube = 4 tube

### 32. Pompa Evaporator (P-14)

Kode : P-14  
 Fungsi : Untuk mengalirkan produk E-01 ke cooler (C-02)  
 Tipe : Pompa sentrifugal  
 Jumlah : 1 buah  
 Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)  
 Kondisi operasi : 30°C, 1 atm  
 Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 784,3390 \text{ kg/jam} = 0,4803 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 884,406 \text{ kg/m}^3 = 55,0978 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 9,87 \text{ cp} = 6,6 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,4803 \text{ lb/detik}}{55,0978 \text{ lb/ft}^3} = 0,0087 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,0087)^{0,45} (55,0978)^{0,13}$   
 $= 0,7768 \text{ in}$

Dipilih pipa 1 ¼ in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut :

Diameter luar ; OD = 1,66 in

Diamete dalam ; ID = 1,380 in = 0,1150 ft

Luas penampang ; A = 1,50 in<sup>2</sup> = 0,0104 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0087 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0104 \text{ ft}^2} = 0,8351 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{55,0978 \text{ lb/ft}^3 \times 0,1150 \text{ ft} \times 0,8351 \text{ ft/detik}}{6,6 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}}$   
 $= 937,3236 < 2.100$  aliran laminer

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,1150 \text{ in}} = 0,0013$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0013$  dan  $N_{Re} = 937,3236$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,027$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus	$L_1 = 10$ ft
1 buah gate valve fully open $L/D = 13$	$L_2 = 1 \times 13 \times 0,1150$ ft = 1,495 ft
2 buah elbow standar $90^\circ$ $L/D = 30$	$L_3 = 2 \times 30 \times 0,1150$ ft = 6,9 ft
Penyempitan mendadak, $K = 0,5$ ; $L/D = 27$	$L_4 = 1 \times 27 \times 0,1150$ ft = 3,1050 ft
Pembesaran mendadak, $K = 1,0$ ; $L/D = 51$	$L_5 = 1 \times 50 \times 0,1150$ ft = 5,8650 ft
	+ $\Sigma L = 27,3650$ ft

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,027 \times (0,8351 \text{ ft/detik})^2 \times 27,3650 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,1150 \text{ ft}} = 0,2387 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 10$  ft

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned} \text{Kerja pompa ; } W_f &= \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F \\ &= 10 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,2387 \text{ lbf/lbm} \\ &= 10,2387 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa ; } P &= Q \times \rho \times W_f \\ &= 0,0087 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 55,0978 \text{ lb/ft}^3 \times 10,2387 \text{ lbf/lbm} \\ &= 4,9177 \text{ lb ft/detik} / 550 \\ &= 0,0089 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,0089 \text{ HP}}{0,8} = 0,0112 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$$

### 33. Cooler (C-02)

Kode : C-02

Fungsi : Mendinginkan produk E-01 dari 107°C jadi 30°C

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Digunakan: 1-4 *shell and tube exchanger*

#### Fluida panas

Laju alir bahan ; w = 784,339 kg/jam = 1.729,467 lbm/jam

Temperatur masuk ; T<sub>1</sub> = 107°C = 224,6°F

Temperatur keluar ; T<sub>2</sub> = 30°C = 86°F

#### Fluida dingin

Laju alir bahan ; w = 1.813,996 kg/jam = 3.999,861 lbm/jam

Temperatur masuk ; T<sub>1</sub> = 27°C = 80,6°F

Temperatur keluar ; T<sub>2</sub> = 40°C = 104°F

1. Dari neraca panas ; panas yang dibutuhkan Q = 2.051.715,524 Btu/jam

2. Δt LMTD

$$\Delta t_2 = 224,6 - 104 = 120,6^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 86 - 80,6 = 5,4^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{120,6 - 5,4}{\ln \frac{120,6}{5,4}} = 37,09^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{224,6 - 86}{104 - 80,6} = 5,923$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{104 - 80,6}{224,6 - 80,6} = 0,1625$$

$$R = 5,923, S = 0,1625, FT = 0,1625 \quad (\text{Gambar 19, Kern 1965})$$

Maka, Δt = LMTD × FT

$$= 37,09^\circ\text{F} \times 0,1625^\circ\text{F} = 36,3482^\circ\text{F}$$

3. T<sub>c</sub> dan t<sub>c</sub>

$$T_c = \frac{224,6 + 86}{2} = 155,3^\circ\text{F}$$

$$T_c = \frac{80,6 + 104}{2} = 92,3^\circ\text{F}$$

$$\text{Dari Kern 1965, } U_D = 25 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, 1965})$$

luas perpindahan panas ; A

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{2.051.715,524 \text{ Btu/jam}}{25 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \times 36,3482^\circ\text{F}} = 2.257,846 \text{ ft}^2$$

Diambil tube OD 1 ½ in, 1 7/8 in P<sub>T</sub>, panjang 45 ft

Luas permukaan luar ( $a''$ ) = 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft (Tabel 10 Kern, 1965)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''} = \frac{2.257,846 \text{ ft}^2}{45 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 128 \text{ buah}$$

Dari tabel 9 Kern, 1965 hal. 841 nilai terdekat = 66 tube ID shell 23 ¼ in

Koreksi  $U_D$

$$A = L \times Nt \times a''$$

$$= 45 \times 128 \times 0,3925 = 2.260,800 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{2.051.715,524 \text{ Btu/jam}}{2.260,800 \text{ ft}^2 \times 36,3482^\circ\text{F}} = 36,816 \text{ Btu/jam}^\circ\text{F ft}$$

Fluida dingin tube

4. Flow area =  $at = \frac{Nt \times at''}{144 \times n}$

$$at' = 0,125 \text{ in}^2$$

(Tabel 10 Kern, 1965)

$$at = \frac{128 \times 1,25}{144 \times 4} = 0,028 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa

$$Gt = \frac{w}{at}$$

(Persamaan 7.2, Kern 1965)

$$Gt = \frac{3.999,861 \text{ lbm/jam}}{0,028 \text{ ft}^2} = 143.995,002 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold

Pada  $t_c = 92,3^\circ\text{F}$

$$\mu_{\text{air}} = 1,005 \text{ cp} = 2,4321 \text{ lbm/ft.jam}$$

(Gambar 15 Kern, 1965)

$$Dt = 1,26 \text{ in} = 0,105 \text{ ft}$$

(Tabel 10 Kern, 1965)

$$Re_t = \frac{Dt \times Gt}{\mu} = \frac{0,105 \times 143.995,002 \text{ lb/jam.ft}^2}{2,4321 \text{ lbm/ft.jam}} = 6.216,634$$

7.  $JH = 18$

(Gambar 24

Kern, 1965)

8. Pada  $t_c = 92,3^\circ\text{F}$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

(Geankoplis, 1983)

$$k = 0,359$$

(Geankoplis, 1983)

$$\left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} = \left[ \frac{1 \times 2,4321}{0,359} \right]^{1/3} = 1,8922$$

9.  $\frac{h_o}{\phi_s} = JH \times \frac{k}{De} \times \left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3}$

$$= 18 \times \frac{0,359}{0,105} \times 1,8922 = 116,450$$

Fluida panas ; shell

$$1. \quad as = \frac{Ds \times C' \times B}{144 \times PT} \quad (\text{Persamaan 7-1 Kern, 1965})$$

$Ds = \text{Diameter shell} = 66 \text{ ft}$

$B = \text{Baffle spacing} = 34 \text{ ft}$

$PT = \text{Tube pitch} = 1 \frac{7}{8}$

$$as = \frac{66 \times 3/8 \times 34}{144 \times 1 \frac{7}{8}} = 3,117 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad Gs = \frac{w}{as} = \frac{1.729,467 \text{ lbm/jam}}{3,117 \text{ ft}^2} = 554,909 \text{ lb/jam.ft}^2$$

3. Bilangan Reynold

Pada  $T_c = 155,3^\circ\text{F}$

$\mu = 0,45 \text{ cp} = 1,089 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam}$

Dari gambar 28, Kern 1965 ;  $1 \frac{1}{2} \text{ in}$ ,  $1 \frac{7}{8} \text{ PT}$

$De_s = 1,48 \text{ in} = 0,123 \text{ ft}$

$$Re_s = \frac{De \times Gs}{\mu} = \frac{0,123 \times 554,909}{1,089} = 62,676$$

$$4. \quad JH = 22 \quad (\text{Gambar 24, Kern 1965})$$

5. Pada  $T_c = 155,3^\circ\text{F}$

$C_p = 0,49 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F}$

$k = 0,321$

(Geankoplis, 1983)

$$\left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} = \left[ \frac{0,49 \times 1,089}{0,321} \right]^{1/3} = 1,185$$

$$6. \quad \frac{h_o}{\phi_s} = JH \times \frac{k}{De} \times \left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3}$$

$$= 22 \times \frac{0,321}{0,123} \times 1,185 = 68,014$$

7. Clean Overall Coefficient  $U_c$

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{68,014 \times 116,450}{68,014 + 116,450}$$

$$= 42,936 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

8. Faktor pengotor ;  $R_d$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{42,936 - 36,816}{42,936 \times 36,816} = 0,004$$

Jika  $R_d$  hitung  $\geq 0,003$  maka rancangan diterima :

### 34. Pompa Cooler-2 (P-15)

Kode : P-015

Fungsi : Untuk mengalirkan produk C-02 ke Mixer (M-03)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 784,3390 \text{ kg/jam} = 0,4803 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 884,406 \text{ kg/m}^3 = 55,0978 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 9,87 \text{ cp} = 6,6 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,4803 \text{ lb/detik}}{55,0978 \text{ lb/ft}^3} = 0,0087 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,0087)^{0,45} (55,0978)^{0,13}$   
 $= 0,7768 \text{ in}$

Dipilih pipa 1 ¼ in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut :

Diameter luar ; OD = 1,66 in

Diamete dalam ; ID = 1,380 in = 0,1150 ft

Luas penampang ; A = 1,50 in<sup>2</sup> = 0,0104 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0087 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0104 \text{ ft}^2} = 0,8351 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{55,0978 \text{ lb/ft}^3 \times 0,1150 \text{ ft} \times 0,8351 \text{ ft/detik}}{6,6 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft .detik}}$   
 $= 937,3236 < 2.100$  aliran laminar

$\varepsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,1150 \text{ in}} = 0,0013$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\varepsilon}{D} = 0,0013$  dan  $N_{Re} = 937,3236$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,027$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah gate valve fully open  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,1150 \text{ ft} = 1,495 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
& 2 \text{ buah elbow standar } 90^\circ L/D = 30 & L_3 = 2 \times 30 \times 0,1150 \text{ ft} = 6,9 \text{ ft} \\
& \text{Penyempitan mendadak, } K = 0,5; L/D = 27 & L_4 = 1 \times 27 \times 0,1150 \text{ ft} = 3,1050 \text{ ft} \\
& \text{Pembesaran mendadak, } K = 1,0; L/D = 51 & L_5 = 1 \times 50 \times 0,1150 \text{ ft} = 5,8650 \text{ ft} \\
& & \underline{\hspace{10em}} + \\
& & \Sigma L = 27,3650 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,027 \times (0,8351 \text{ ft/detik})^2 \times 27,3650 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbf.ft/detik}^2 \times 0,1150 \text{ ft}} = 0,2387 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned}
& = 10 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbf.ft/detik}^2} + 0,2387 \text{ lbf/lbm} \\
& = 10,2387 \text{ lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times W_f$

$$\begin{aligned}
& = 0,0087 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 55,0978 \text{ lb/ft}^3 \times 10,2387 \text{ lbf/lbm} \\
& = 4,9177 \text{ lb ft/detik} / 550 \\
& = 0,0089 \text{ HP}
\end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80%

Daya pompa ;  $P = \frac{0,0089 \text{ HP}}{0,8} = 0,0112 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$

### 35. Mixer (M-03)

Kode : M-03

Fungsi : Tempat pencampuran nutrient bakteri dan umpan fermentor

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Tabel LC-3 Komposisi pada Mixer-03

Komponen	F (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
Glukosa	784,3390	884,4060	0,8869
CaCO <sub>3</sub>	552,8930	2.200,0000	0,2513
Serbuk susu	19,6080	510,0000	0,0384
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,0720	1.870,0000	0,0070
Air	3.889,0140	998,2300	3,8959
Total	5.258,9260		5,0795

Laju alir bahan masuk = 5.258,9260 kg/jam

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = \frac{5.258,9260 \text{ kg/jam}}{5,0795 \text{ m}^3/\text{jam}} = 1.035,3203 \text{ kg/m}^3$

Kebutuhan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki =  $\frac{1,2 \times 5.258,9260 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1.035,3203 \text{ kg/m}^3} = 6,0954 \text{ m}^3$

Diambil tinggi silinder,  $H_s = \frac{4}{3} D_t$

Volume tangki ,  $V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

$6,0954 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$

$6,0954 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$

Diameter tangki,  $D_t = 1,7991 \text{ m} = 5,9030 \text{ ft}$

Jari-jari tangki,  $R = \frac{1,7991 \text{ m}}{2} = 0,8996 \text{ m} = 35,4161 \text{ in}$

Tinggi tangki ;  $H_s = \frac{4}{3} \times 1,7991 \text{ m} = 2,3989 \text{ m} = 7,8706 \text{ ft}$

Tinggi elipsoidal ;  $H_e = \frac{1}{4} \times 1,7991 \text{ m} = 0,4498 \text{ m}$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$



$$= 2,3989 \text{ m} + 0,4498 \text{ m} = 2,8486 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o$  = Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{64,4099 \text{ lb/ft}^3 (7,8706 \text{ ft} - 1)}{144} = 17,7839 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

$$\text{Tekanan desain ; } P_d = 1,2 \times 17,7839 \text{ Psi} = 21,3407 \text{ Psi}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$t_s = \frac{21,3407 \text{ psi} \times 35,4161 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 21,3407 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,1504 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama.

Tangki ini menggunakan pengaduk untuk mempercepat proses pencampuran, jenis pengaduk yang digunakan adalah propeller, dengan ketentuan :

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3, \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}, \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}, \frac{D}{E} = 4$$

Dimana :

$D_t$  : Diameter tangki

$$D_a : \text{Diameter pengaduk} = 0,3 \times 7,8706 \text{ ft} = 1,7709 \text{ ft}$$

$$W : \text{Lebar pengaduk} = \frac{1}{5} \times 1,7709 \text{ ft} = 0,3542 \text{ ft}$$

$$L : \text{Panjang daun pengaduk} = \frac{1}{4} \times 1,7709 \text{ ft} = 0,4427 \text{ ft}$$

$$E : \text{jarak pengaduk dari dasar} = \frac{1}{4} \times 7,8706 \text{ ft} = 1,4757 \text{ ft}$$

Data yang dibutuhkan untuk melakukan pengadukan ;

$$P = \frac{K_T n^3 D_a^5 \rho m}{g_c 550}$$

Dimana :

$K_T$  : Konstanta pengadukan 6,3

n : Kecepatan pengadukan 60 rpm = 1 rps

gc : Konstanta gravitasi 32,174 lbf/ft<sup>2</sup>.detik<sup>2</sup>

$$\text{sehingga daya ; } P = \frac{6,3 (1 \text{ rps})^3 (1,7709 \text{ ft})^5 64,4099 \text{ lb/ft}^3}{32,174 \text{ lbf/ft}^2 \cdot \text{detik}^2 \cdot 550} \\ = 0,4008 \text{ HP}$$

Efisiensi motor 80%,

$$P = \frac{0,4008 \text{ m}}{0,8} = 0,5010 \text{ HP} = \frac{1}{2} \text{ HP}$$

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t$  = 1,7991 m

Tinggi tangki ;  $H_T$  = 2,8486 m

Tebal silinder ;  $t_s$  = ¼ in

Bahan konstruksi = Stainless steel SA-304

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

Diameter pengaduk = 1,7709 ft

Daya motor = ½ HP

Tipe pengaduk = Propeller

### 36. Pompa Mixer (P-16)

Kode : P-16

Fungsi : Untuk mengalirkan produk Mixer ke Reaktor

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 5.258,9260 \text{ kg/jam} = 3,2204 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1032,2111 \text{ kg/m}^3 = 64,4099 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 1,55 \text{ cp} = 1,042 \times 10^{-3} \text{ lbf/ft} \cdot \text{detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{3,2204 \text{ lb/detik}}{64,4099 \text{ lb/ft}^3} = 0,1319 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (3,2204)^{0,45} (64,4099)^{0,13}$   
 $= 1,7389 \text{ in}$

Dipilih pipa 3 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 3,50 in  
 Diameter dalam ; ID = 3,068 in = 0,2555 ft  
 Luas penampang ; A = 7,38 in<sup>2</sup> = 0,0512 ft<sup>2</sup>

$$\text{Kecepatan laju alir ; } V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0498 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0512 \text{ ft}^2} = 0,9722 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold ; } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{64,4099 \text{ lb/ft}^3 \times 0,2555 \text{ ft} \times 0,9722 \text{ ft/detik}}{1,042 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft} \cdot \text{detik}} \\ &= 15.417,8351 > 2.100 \text{ aliran turbulen} \end{aligned}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{3,068 \text{ in}} = 0,00004$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,00004$  dan  $N_{Re} = 15.417,8351$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,022$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus	$L_1 = 10 \text{ ft}$
1 buah gate valve fully open $L/D = 13$	$L_2 = 1 \times 13 \times 0,2555 \text{ ft} = 3,3215 \text{ ft}$
2 buah elbow standar $90^\circ L/D = 30$	$L_3 = 2 \times 30 \times 0,2555 \text{ ft} = 15,33 \text{ ft}$
Penyempitan mendadak, $K = 0,5; L/D = 27$	$L_4 = 1 \times 27 \times 0,2555 \text{ ft} = 6,8985 \text{ ft}$
Pembesaran mendadak, $K = 1,0 L/D = 51$	$L_5 = 1 \times 50 \times 0,2555 \text{ ft} = 13,0305 \text{ ft}$
	+ $\Sigma L = 48,5805 \text{ ft}$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,022 \times (0,9722 \text{ ft/detik})^2 \times 48,5805 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm} \cdot \text{ft/lbf} \cdot \text{detik}^2 \times 0,2555 \text{ ft}} = 0,2456 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 30 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned} \text{Kerja pompa ; } W_f &= \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F \\ &= 30 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,2456 \text{ lbf/lbm} \\ &= 30,2456 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa ; } P &= Q \times \rho \times W_f \\ &= 0,1319 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 64,3058 \text{ lb/ft}^3 \times 30,2456 \text{ lbf/lbm} \\ &= 97,4032 \text{ lb ft/detik} / 550 \\ &= 0,1771 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,1771 \text{ HP}}{0,8} = 0,2214 \text{ HP} = \frac{1}{4} \text{ HP}$$

### 37. Fermentor (F-01)

Kode : F-01

Fungsi : Tempat produksi calsium laktat

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 45°C, 1 atm

Tabel LC-3 Komposisi pada Fermentor (F-01)

Komponen	F (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
Glukosa	784,3390	884,4060	0,8869
CaCO <sub>3</sub>	552,8930	2.200,0000	0,2513
Serbuk susu	19,6080	510,0000	0,0384
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	13,0720	1.870,0000	0,0070
Air	3.889,0140	998,2300	3,8959
Bakteri biakan	262,9460	1.440,000	0,1826
Total	5.521,8720		5,2621

Laju alir bahan masuk = 5.521,8720 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran; } \rho_{\text{camp}} &= \frac{5.521,8720 \text{ kg/jam}}{5,2621 \text{ m}^3/\text{jam}} = 1.049,3631 \text{ kg/m}^3 \\ &= 65,5115 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 5 hari

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki} = \frac{1,2 \times 5.521,8720 \text{ kg/jam} \times 5 \text{ hari}}{1.049,3631 \text{ kg/m}^3} = 6,3145 \text{ m}^3$$

Diambil tinggi silinder :  $H_s = 0,72 D_t$

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$$

$$6,3145 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 0,72 D_t$$

$$6,3145 \text{ m}^3 = 0,5652 D_t^3$$

Diameter tangki,  $D_t = 2,2355 \text{ m} = 7,3348 \text{ ft}$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{2,2355 \text{ m}}{2} = 1,1178 \text{ m} = 44,0063 \text{ in}$$

Tinggi tangki ;  $H_s = 0,72 \times 2,2355 \text{ m} = 2,9807 \text{ m} = 9,7797 \text{ ft}$

$$\text{Tinggi elipsoidal ; } H_e = 2 \times \frac{1}{4} \times 2,2355 \text{ m} = 0,5589 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total ; } H_T &= H_s + H_e \\ &= 2,9807 \text{ m} + 0,5589 \text{ m} = 3,5396 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o = \text{Tekanan awal } 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{65,5115 \text{ lb/ft}^3 (9,7797 \text{ ft} - 1)}{144} = 18,6942 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 18,6942 \text{ Psi} = 22,4331 \text{ Psi}$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{22,4331 \text{ psi} \times 44,0063 \text{ in}}{18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 22,4331 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun} \\ &= 0,1659 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Tangki ini menggunakan pengaduk untuk mempercepat proses pencampuran, jenis pengaduk yang digunakan adalah multi blade impeller

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,4, \frac{W}{D_t} = 0,095, \frac{L}{D_t} = 0,24$$

Dimana :

$D_t$  : Diameter tangki (ft)

$$D_a : \text{Diameter pengaduk} = 0,4 \times 7,3348 \text{ ft} = 2,2004 \text{ ft}$$

$$W : \text{Lebar pengaduk} = 0,094 \times 7,3348 \text{ ft} = 0,4401 \text{ ft}$$

$$L : \text{Panjang daun pengaduk} = 0,24 \times 7,3348 \text{ ft} = 0,5501 \text{ ft}$$

Data yang dibutuhkan untuk melakukan pengadukan ;

$$P = \frac{K_T n^3 D_a^5 \rho_m}{g_c 550}$$

Dimana :

$K_T$  : Konstanta pengadukan 0,32

$n$  : Kecepatan pengadukan 60 rpm = 1 rps

$g_c$  : Konstanta gravitasi 32,174 lbf ft/lbf detik<sup>2</sup>

$$\text{sehingga daya ; } P = \frac{0,32 (1 \text{ rps})^3 (2,2004 \text{ ft})^5 65,5115 \text{ lb/ft}^3}{32,174 \text{ lbf ft/lbf.detik}^2 550} = 1,2032 \text{ HP}$$

Efisiensi motor 80%,

$$P = \frac{1,2032 \text{ HP}}{0,8} = 1,5040 \text{ HP}$$

Spesifikasi Tangki

$$\text{Diameter tangki ; } D_t = 2,2355 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_T = 3,5396 \text{ m}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \textit{Stainless steel SA-304}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,01 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Diameter pengaduk} = 2,2004 \text{ ft}$$

$$\text{Daya motor} = 1,5040 \text{ HP}$$

$$\text{Tipe pengaduk} = \textit{Multi blade impeller}$$

### 38. Pompa Sentrifugal (P-17)

Kode : P-17

Fungsi : Untuk mengalirkan produk fermentor ke sterilisasi

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 45°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 5.521,8720 \text{ kg/jam} = 3,3814 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.049,3631 \text{ kg/m}^3 = 65,5115 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 2,5 \text{ cp} = 1,681 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{3,3814 \text{ lb/detik}}{65,5115 \text{ lb/ft}^3} = 0,0516 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,0516)^{0,45} (65,5115)^{0,13}$   
 $= 1,7699 \text{ in}$

Dipilih pipa 3 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 3,50 in

Diameter dalam ; ID = 3,068 in = 0,2556 ft

Luas penampang ; A = 7,38 in<sup>2</sup> = 0,0512 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0516 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0512 \text{ ft}^2} = 1,0071 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{65,5115 \text{ lb/ft}^3 \times 0,2556 \text{ ft} \times 1,0071 \text{ ft/detik}}{1,681 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}}$   
 $= 10.034,8914 > 2.100$  aliran turbulen

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,2556 \text{ in}} = 0,00005$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,00005$  dan  $N_{Re} = 10.034,8914$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,022$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah gate valve fully open  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,2556 \text{ ft} = 3,3228 \text{ ft}$

2 buah elbow standar  $90^\circ L/D = 30$        $L_3 = 2 \times 30 \times 0,2556 \text{ ft} = 15,336 \text{ ft}$   
 Penyempitan mendadak,  $K = 0,5 L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,2556 \text{ ft} = 6,9012 \text{ ft}$   
 Pembesaran mendadak,  $K = 1,0 L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 50 \times 0,2556 \text{ ft} = 13,0356 \text{ ft}$   
+  
 $\Sigma L = 48,5956 \text{ ft}$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,022 \times (1,0071 \text{ ft/detik})^2 \times 48,5956 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbf.ft/lbf.detik}^2 \times 0,2556 \text{ ft}} = 0,2636 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$= 10 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbf.ft/lbf.detik}^2} + 0,2636 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 10,2636 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times Wf$

$$= 0,0516 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 66,1121 \text{ lb/ft}^3 \times 10,2636 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 102,3341 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,1861 \text{ HP}$$

Efisiensi pompa = 80%

Daya pompa ;  $P = \frac{0,1861 \text{ HP}}{0,8} = 0,2326 \text{ HP} = \frac{1}{2} \text{ HP}$

### 39. Tangki Sterilisasi (TS-01)

Kode : TS-01

Fungsi : Tempat sterilisasi produk fermentor dari bakteri

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal menggunakan pengaduk

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304      (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi :  $30^\circ\text{C}$ , 1 atm



Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 5.521,8720 \text{ kg/jam}$

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 1.049,3631 \text{ kg/m}^3 = 65,5115 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki} = \frac{1,2 \times 5.521,8720 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1.049,3631 \text{ kg/m}^3} = 6,3145 \text{ m}^3$$

$$\text{Diambil tinggi silinder : } H_s = \frac{4}{3} D_t$$

$$\text{Volume tangki , } V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$$

$$6,3145 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$$

$$6,3145 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$$

$$\text{Diameter tangki, } D_t = 1,8204 \text{ m} = 5,9729 \text{ ft}$$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{1,8204 \text{ m}}{2} = 0,9102 \text{ m} = 35,8355 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{4}{3} \times 1,8204 \text{ m} = 2,4273 \text{ m} = 7,9638 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi elipsoidal ; } H_e = \frac{1}{4} \times 1,8204 \text{ m} = 0,4551 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total ; } H_T &= H_s + H_e \\ &= 2,4273 \text{ m} + 0,4551 \text{ m} = 2,8824 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o$  = Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{65,5115 \text{ lb/ft}^3 (7,9638 \text{ ft} - 1)}{144} = 17,8681 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

$$\text{Tekanan desain ; } P_d = 1,2 \times 17,8681 \text{ Psi} = 21,4418 \text{ Psi}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{S E - 0,6 P} + n c \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$ts = \frac{21,4418 \text{ psi} \times 35,8355 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 21,4418 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,1513 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Tangki ini menggunakan pengaduk untuk mempercepat proses pencampuran, jenis pengaduk yang digunakan adalah propeller, dengan ketentuan ;

$$\frac{Da}{Dt} = 0,3, \frac{W}{Da} = \frac{1}{5}, \frac{L}{Da} = \frac{1}{4}, \frac{D}{E} = 4$$

Dimana :

Dt : Diameter tangki (ft)

$$Da : \text{Diameter pengaduk} = 0,3 \times 5,9729 \text{ ft} = 1,7919 \text{ ft}$$

$$W : \text{Lebar pengaduk} = 1/5 \times 1,7919 \text{ ft} = 0,3584 \text{ ft}$$

$$L : \text{Panjang daun pengaduk} = 1/4 \times 1,7919 \text{ ft} = 0,4480 \text{ ft}$$

$$E : \text{Jarak pengaduk dari dasar} = 1/4 \times 5,9729 \text{ ft} = 1,4932 \text{ ft}$$

Data yang dibutuhkan untuk melakukan pengadukan ;

$$P = \frac{K_T n^3 Da^5 \rho_m}{gc \ 550}$$

Dimana :

$K_T$  : Konstanta pengadukan 6,3

$n$  : Kecepatan pengadukan 60 rpm = 1 rps

$gc$  : Konstanta gravitasi 32,174 lbf ft/lbf detik<sup>2</sup>

$$\text{sehingga daya ; } P = \frac{6,3 (1 \text{ rps})^3 (1,7919 \text{ ft})^5 65,5115 \text{ lb/ft}^3}{32,174 \text{ lbf ft/lbf detik}^2 550} = 0,4308 \text{ HP}$$

Efisiensi motor 80%,

$$P = \frac{0,4308 \text{ HP}}{0,8} = 0,5386 \text{ HP} = 1 \text{ HP}$$

Spesifikasi Tangki

$$\text{Diameter tangki ; } Dt = 1,8204 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_T = 2,8824 \text{ m}$$

$$\text{Tebal silinder ; } ts = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{Stainless steel SA-304}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,01 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Diameter pengaduk} = 1,7919 \text{ ft}$$

$$\text{Daya motor} = 1 \text{ HP}$$

Tipe pengaduk = Propeller

### Coil Pemanas

Jenis : *Single helix*

Diambil data :

IPS = 1 in, Sch 40

OD = 1,32 in  $\times$  0,0833 ft/in = 0,11 ft

ID = 1,610 in  $\times$  0,0833 ft/in = 0,1341 ft

Dari neraca panas Q steam = 657.463,6111 Btu/jam

Luas penampang koil,  $A = \frac{Q_s}{U_D \Delta t_m} = N_t \cdot at \cdot L$

Dimana :

Q<sub>s</sub> : Panas yang diserap

U<sub>D</sub> : Koefisien perpindahan panas

Δt<sub>m</sub> : Temperatur logaritma rata-rata

N<sub>t</sub> : Jumlah tube (1 buah)

At : Luas permukaan panas

L : Panjang koil

Digunakan tube 1,5 in OD, 16 BWG

At : 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft (Kern, 1959)

Perhitungan LMTD :

Fluida panas	Fluida dingin	Beda temperatur
125°C	82°C	43°C
125°C	45°C	80°C

$$\Delta t_m = \frac{43-80}{\ln \frac{43}{80}} = 59,5980^\circ\text{C} = 139,2764^\circ\text{F}$$

$$U_D = 250 - 500 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, 1959})$$

Diambil U<sub>D</sub> = 300

$$\text{Maka, } A = \frac{657.463,6111}{300 \times 139,2764} = 15,7352 \text{ ft}^2$$

$$\text{Panjang, } L = \frac{A}{N \times at} = \frac{15,7352 \text{ ft}^2}{1 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 40,0897 \text{ ft}$$

Diambil spiral, D = 0,7  $\times$  D<sub>t</sub>

$$= 0,7 \times 5,9729 \text{ ft}$$

$$= 4,1810 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan koil/lilitan, } n_c &= \pi \times D \times at \\ &= 3,14 \times 4,1810 \text{ ft} \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 5,1529 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

#### 40. Pompa Tangki Sterilisasi (P-18)

Kode : P-18

Fungsi : Untuk mengalirkan produk fermentor ke sterilisasi

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 5.521,8720 \text{ kg/jam} = 3,3814 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.049,3631 \text{ kg/m}^3 = 65,5115 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 2,5 \text{ cp} = 1,681 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{3,3814 \text{ lb/detik}}{65,5115 \text{ lb/ft}^3} = 0,0516 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,0516)^{0,45} (65,5115)^{0,13}$   
 $= 1,7699 \text{ in}$

Dipilih pipa 3 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 3,50 in

Diameter dalam ; ID = 3,068 in = 0,2556 ft

Luas penampang ; A = 7,38 in<sup>2</sup> = 0,0512 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0516 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0512 \text{ ft}^2} = 1,0071 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{65,5115 \text{ lb/ft}^3 \times 0,2556 \text{ ft} \times 1,0071 \text{ ft/detik}}{1,681 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}}$   
 $= 10.034,8914 > 2.100$  aliran turbulen

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,2556 \text{ in}} = 0,00005$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,00005$  dan  $N_{Re} = 10.034,8914$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,022$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus	$L_1 = 10 \text{ ft}$
1 buah gate valve fully open $L/D = 13$	$L_2 = 1 \times 13 \times 0,2556 \text{ ft} = 3,3228 \text{ ft}$
2 buah elbow standar $90^\circ L/D = 30$	$L_3 = 2 \times 30 \times 0,2556 \text{ ft} = 15,336 \text{ ft}$
Penyempitan mendadak, $K = 0,5 L/D = 27$	$L_4 = 1 \times 27 \times 0,2556 \text{ ft} = 6,9012 \text{ ft}$
Pembesaran mendadak, $K = 1,0 L/D = 51$	$L_5 = 1 \times 50 \times 0,2556 \text{ ft} = 13,0356 \text{ ft}$
	$\Sigma L = 48,5956 \text{ ft}$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,022 \times (1,0071 \text{ ft/detik})^2 \times 48,5956 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,2556 \text{ ft}} = 0,2636 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned} \text{Kerja pompa ; } W_f &= \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F \\ &= 10 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,2636 \text{ lbf/lbm} \\ &= 10,2636 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa ; } P &= Q \times \rho \times W_f \\ &= 0,0516 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 66,1121 \text{ lb/ft}^3 \times 10,2636 \text{ lbf/lbm} \\ &= 102,3341 \text{ lb ft/detik} / 550 \\ &= 0,1861 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,1861 \text{ HP}}{0,8} = 0,2326 \text{ HP} = \frac{1}{2} \text{ HP}$$

#### 41. Cooler (C-03)

Kode : C-03

Fungsi : Mendinginkan produk ST-01 dari 82°C jadi 30°C

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Digunakan : 1-2 *shell and tube exchanger*

##### Fluida panas

Laju alir bahan ; w = 5.521,872 kg/jam = 12.175,728 lbm/jam

Temperatur masuk ; T<sub>1</sub> = 82°C = 179,6°F

Temperatur keluar ; T<sub>2</sub> = 30°C = 86°F

##### Fluida dingin

Laju alir bahan ; w = 23.284,873 kg/jam = 51.343,145 lbm/jam

Temperatur masuk ; T<sub>1</sub> = 27°C = 80,6°F

Temperatur keluar ; T<sub>2</sub> = 40°C = 104°F

1. Dari neraca panas ; panas yang dibutuhkan Q = 657.463,611 Btu/jam

2.  $\Delta t = \text{LMTD}$

$$\Delta t_2 = 179,6 - 104 = 75,6^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 86 - 80,6 = 5,4^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{75,6 - 5,4}{\ln \frac{75,6}{5,4}} = 26,6004^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{179,6 - 86}{104 - 80,6} = 4$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{104 - 80,6}{179,6 - 80,6} = 0,2363$$

$$R = 4, S = 0,2363, FT = 0,95 \quad (\text{Gambar 19, Kern 1965})$$

Maka,  $\Delta t = \text{LMTD} \times FT$

$$= 26,6004^\circ\text{F} \times 0,95^\circ\text{F}$$

$$= 25,2703^\circ\text{F}$$

3. T<sub>c</sub> dan t<sub>c</sub>

$$T_c = \frac{179,6 + 86}{2} = 132,8^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{80,6 + 104}{2} = 92,3^\circ\text{F}$$

Dari Kern 1965, U<sub>D</sub> = 100 Btu/jam ft<sup>2</sup> °F

luas perpindahan panas ; A

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{657.463,611 \text{ Btu/jam}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \text{ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \times 25,2703 \text{ }^\circ\text{F}} = 260,172 \text{ ft}^2$$

Diambil tube OD 1 1/2 in, 1 7/8 in P<sub>T</sub>, panjang 25 ft

Luas permukaan luar (a'') = 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft (Tabel 10 Kern, 1965)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''} = \frac{260,172 \text{ ft}^2}{25 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 27 \text{ buah}$$

Dari tabel 9 Kern, 1965 hal. 841 nilai terdekat = 16 tube ID shell 12 in

Koreksi OD

$$A = L \times Nt \times a''$$

$$= 25 \times 27 \times 0,3925 = 93,2442 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{235631,9695 \text{ Btu/jam}}{93,2442 \text{ ft}^2 \times 25,2703^\circ \text{F}} = 264,938 \text{ Btu/jam}^\circ \text{F ft}$$

Fluida dingin tube

4. Flow area =  $at = \frac{Nt \times at''}{144 \times n}$

$$at' = 1,19 \text{ in}^2 \quad (\text{Tabel 10 Kern, 1965})$$

$$at = \frac{27 \times 1,19}{144 \times 2} = 0,006 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa

$$Gt = \frac{w}{at} \quad (\text{Persamaan 7.2, Kern 1965})$$

$$Gt = \frac{51,343,145}{0,006} = 8.762.563,407 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold

Pada  $t_c = 92,3^\circ \text{F}$

$$\mu_{\text{air}} = 1,005 \text{ cp} = 2,4321 \text{ lbm/ft.jam} \quad (\text{Gambar 15 Kern, 1965})$$

$$Dt = 1,23 \text{ in} = 0,1025 \text{ ft}$$

$$\text{Ret} = \frac{Dt \times Gt}{\mu} = \frac{0,1025 \times 8.762.563,407}{2,4321} = 369.295,156$$

7.  $JH = 55$  (Gambar 24 Kern, 1965)

8. Pada  $t_c = 92,3^\circ \text{F}$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ \text{F} \quad (\text{Geankoplis, 1983})$$

$$k = 0,359 \quad (\text{Geankoplis, 1983})$$

$$\left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} = \left[ \frac{1 \times 2,4321}{0,359} \right]^{1/3} = 1,8922$$

9.  $\frac{h_o}{\phi_s} = JH \times \frac{k}{De} \times \left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3}$

$$= 55 \times \frac{0,359}{0,105} \times 1,8922 = 355,820$$

Fluida panas ; shell

$$1. \quad as = \frac{Ds \times c' \times B}{144 \times PT} \quad (\text{Persamaan 7-1 Kern, 1965})$$

$Ds = \text{Diameter shell} = 12 \text{ ft}$

$B = \text{Baffle spacing} = 7 \text{ ft}$

$PT = \text{Tube pitch} = 1 \frac{7}{8}$

$C' = PT - OD = 3/8$

$$as = \frac{12 \times 3/8 \times 7}{144 \times 1 \frac{7}{8}} = 0,117 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad Gs = \frac{w}{as} = \frac{12.175,728}{0,117} = 104.363,381 \text{ lb/jam.ft}^2$$

3. Bilangan Reynold

Pada  $T_c = 132,8^\circ\text{F}$

$\mu = 0,45 \text{ cp} = 1,089 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam}$

Dari gambar 28, Kern 1965 ;  $1 \frac{1}{2} \text{ in}$ ,  $1 \frac{7}{8} \text{ PT}$

$De = 1,48 \text{ in} = 0,123 \text{ ft}$

$$Re_s = \frac{De \times Gs}{\mu} = \frac{0,123 \times 104.363,381}{1,089} = 11.787,599$$

$$4. \quad JH = 89 \quad (\text{Gambar 24, Kern 1965})$$

5. Pada  $T_c = 132,8^\circ\text{F}$

$C_p = 0,49 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F}$

$k = 0,321$

(Geankoplis, 1983)

$$\left[ \frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} = \left[ \frac{0,49 \times 1,089}{0,321} \right]^{1/3} = 1,185$$

$$6. \quad \frac{h_o}{\phi_s} = JH \times \frac{k}{De} \times \left[ \frac{c \mu}{k} \right]^{1/3} \\ = 89 \times \frac{0,321}{0,123} \times 1,185 = 275,146$$

7. Clean Overall Coefficient  $U_c$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{275,146 \times 355,820}{275,146 + 355,820} = 155,163 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

8. Faktor pengotor ;  $R_d$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{155,163 - 100,0004}{155,163 \times 100,0004} = 0,00356$$



#### 42. Pompa Cooler (P-19)

Kode : P-19

Fungsi : Untuk mengalirkan produk cooler-03 ke decanter

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 5.521,8720 \text{ kg/jam} = 3,3814 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.049,3631 \text{ kg/m}^3 = 65,5115 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 2,5 \text{ cp} = 1,681 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{3,3814 \text{ lb/detik}}{65,5115 \text{ lb/ft}^3} = 0,0516 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,0516)^{0,45} (65,5115)^{0,13}$   
 $= 1,7699 \text{ in}$

Dipilih pipa 3 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 3,50 in

Diameter dalam ; ID = 3,068 in = 0,2556 ft

Luas penampang ; A = 7,38 in<sup>2</sup> = 0,0512 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0516 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0512 \text{ ft}^2} = 1,0071 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{65,5115 \text{ lb/ft}^3 \times 0,2556 \text{ ft} \times 1,0071 \text{ ft/detik}}{1,681 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}}$   
 $= 10.034,8914 > 2.100$  aliran turbulen

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,2556 \text{ in}} = 0,00005$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,00005$  dan  $N_{Re} = 10.034,8914$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,022$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah gate valve fully open  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,2556 \text{ ft} = 3,3228 \text{ ft}$

2 buah elbow standar  $90^\circ L/D = 30$        $L_3 = 2 \times 30 \times 0,2556 \text{ ft} = 15,336 \text{ ft}$   
 Penyempitan mendadak,  $K = 0,5 L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,2556 \text{ ft} = 6,9012 \text{ ft}$   
 Pembesaran mendadak,  $K = 1,0 L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 50 \times 0,2556 \text{ ft} = 13,0356 \text{ ft}$   
+  
 $\Sigma L = 48,5956 \text{ ft}$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,022 \times (1,0071 \text{ ft/detik})^2 \times 48,5956 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,2556 \text{ ft}} = 0,2636 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$= 10 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,2636 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 10,2636 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times Wf$

$$= 0,0516 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 66,1121 \text{ lb/ft}^3 \times 10,2636 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 102,3341 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,1861 \text{ HP}$$

Efisiensi pompa = 80%

Daya pompa ;  $P = \frac{0,1861 \text{ HP}}{0,8} = 0,2326 \text{ HP} = \frac{1}{2} \text{ HP}$

#### 43. Tangki Air (T-05)

Kode : T-05

Fungsi : Tempat penyimpanan air selama 7 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup datar

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi :  $30^\circ\text{C}$ , 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 0,1080 \text{ kg/jam}$

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 998,23 \text{ kg/m}^3 = 62,2895 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki} = \frac{1,2 \times 0,1080 \text{ kg/jam} \times \text{jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{998,23 \text{ kg/m}^3} = 0,0218 \text{ m}^3$$

$$\text{Diambil tinggi silinder : } H_s = \frac{4}{3} D_t$$

$$\text{Volume tangki , } V_t = \frac{4}{3} \pi D_t^2 H_s$$

$$0,0218 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$$

$$0,0218 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$$

$$\text{Diameter tangki, } D_t = 0,2752 \text{ m}$$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{0,2752 \text{ m}}{2} = 0,1376 \text{ m} = 5,4170 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{4}{3} \times 0,2752 \text{ m} = 0,3669 \text{ m} = 1,2038 \text{ ft}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o$  = Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{62,2895 \text{ lb/ft}^3 \times (1,2038 \text{ ft} - 1)}{144} = 14,7882 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

$$\text{Tekanan desain ; } P_d = 1,2 \times 14,7882 \text{ Psi} = 17,7459 \text{ Psi}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$t_s = \frac{17,7459 \text{ psi} \times 5,4170 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,7459 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$
$$= 0,1064 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan 1/4 in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t$  = 0,2752 m

Tinggi tangki ;  $H_T$  = 0,4357 m

Tebal silinder ;  $t_s$  = 1/4 in

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

#### 44. Pompa Air (P-20)

Kode : P-20

Fungsi : Untuk mengalirkan air ke Mixer (M-04)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 3.888,9060 \text{ kg/jam} = 2,3814 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 998,23 \text{ kg/m}^3 = 62,2895 \text{ lb/ft}^3$  (Perry, 1997)

Viskositas ;  $\mu = 1,005 \text{ cp} = 6,756 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}$  (Perry, 1997)

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{2,3814 \text{ lb/detik}}{62,2895 \text{ lb/ft}^3} = 0,0382 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,0382)^{0,45} (62,2895)^{0,13}$   
 $= 1,5359 \text{ in}$

Dipilih pipa 2 1/2 in schedule 40 dengan data-data sebagai :

Diameter luar ; OD = 2,88 in

Diameter dalam ; ID = 2,469 in = 0,2056 ft

Luas penampang ; A = 4,79in<sup>2</sup> = 0,0332 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0382 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0332 \text{ ft}^2} = 1,1488 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{62,2895 \text{ lb/ft}^3 \times 0,2056 \text{ ft} \times 1,1488 \text{ ft/detik}}{6,756 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}}$

= 21.803,1098 > 2.100 aliran turbulen

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,2056 \text{ in}} = 0,0007$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\varepsilon}{D} = 0,0005$  dan  $N_{Re} = 21.803,1098$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,023$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus	$L_1 = 10 \text{ ft}$
1 buah gate valve fully open $L/D = 13$	$L_2 = 1 \times 13 \times 0,2056 \text{ ft} = 2,6728 \text{ ft}$
2 buah elbow standar $90^\circ$ $L/D = 30$	$L_3 = 2 \times 30 \times 0,2056 \text{ ft} = 12,336 \text{ ft}$
Penyempitan mendadak, $K = 0,5$ ; $L/D = 27$	$L_4 = 1 \times 27 \times 0,2056 \text{ ft} = 5,5512 \text{ ft}$
Pembesaran mendadak, $K = 1,0$ $L/D = 51$	$L_5 = 1 \times 50 \times 0,2056 \text{ ft} = 10,4856 \text{ ft}$
	+ $\Sigma L = 41,0456 \text{ ft}$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,023 \times (1,1488 \text{ ft/detik})^2 \times 41,0456 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbf.ft/lbf.detik}^2 \times 0,2056 \text{ ft}} = 0,3764 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$= 10 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbf.ft/lbf.detik}^2} + 0,3764 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 10,3764 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times Wf$

$$= 0,0382 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 62,2895 \text{ lb/ft}^3 \times 10,3764 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 24,7109 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,0449 \text{ HP}$$

Efisiensi pompa = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,0449 \text{ HP}}{0,8} = 0,0562 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$$

#### 45. Tangki Ca(OH)<sub>2</sub> (T-06)

Kode : T-06

Fungsi : Tempat penyimpanan Ca(OH)<sub>2</sub> selama 7 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 351,1590 \text{ kg/jam}$

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 999,9 \text{ kg/m}^3 = 62,3937 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki =  $\frac{1,2 \times 351,1590 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{999,9 \text{ kg/m}^3} = 70,8007 \text{ m}^3$

Diambil tinggi silinder,  $H_s = \frac{4}{3} D_t$

Volume tangki,  $V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

$70,8007 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$

$70,8007 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$

Diameter tangki,  $D_t = 4,0745 \text{ m}$

Jari-jari tangki,  $R = \frac{4,0745 \text{ m}}{2} = 2,0373 \text{ m} = 80,2069 \text{ in}$

Tinggi tangki ;  $H_s = \frac{4}{3} \times 4,0745 \text{ m} = 5,4327 \text{ m} = 17,8247 \text{ ft}$

Tinggi elipsoidal ;  $H_e = \frac{1}{4} \times 4,0745 \text{ m} = 1,0186 \text{ m}$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$

$$= 5,4327 \text{ m} + 1,0186 \text{ m} = 6,4513 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik bahan,  $Ph = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$

Dimana  $P_o = \text{Tekanan awal } 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$Ph = 14,7 \text{ psi} + \frac{62,3937 \text{ lb/ft}^3 (17,8247 \text{ ft} - 1)}{144} = 21,9934 \text{ Psi}$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 21,9934 \text{ psi} = 26,3921 \text{ Psi}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc$  (Petter dan Timmerhaus, 2004)

Dimana :

P : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$t_s = \frac{26,3921 \text{ psi} \times 80,2069 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 26,3921 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun} = 0,2413 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{2}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t$  = 4,0745 m

Tinggi tangki ;  $H_T$  = 6,4513 m

Tebal silinder ;  $t_s$  =  $\frac{1}{2}$  in

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

#### 46. Pompa $\text{Ca(OH)}_2$ (P-21)

Kode : P-21

Fungsi : Untuk mengalirkan  $\text{Ca(OH)}_2$  ke Mixer (M-04)

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 1.188,0800 \text{ kg/jam} = 0,7275 \text{ lb/detik}$

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 999,9 \text{ kg/m}^3 = 62,3937 \text{ lb/ft}^3$  (Perry, 1997)

Viskositas ;  $\mu = 1,83 \text{ cp} = 1,23 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$  (Perry, 1997)

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,7275 \text{ lb/detik}}{62,3937 \text{ lb/ft}^3} = 0,0117 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{\text{op}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,0117)^{0,45} (62,3937)^{0,13}$   
 $= 0,9003 \text{ in}$

Dipilih pipa 2  $\frac{1}{2}$  in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar ; OD} &= 1.32 \text{ in} \\ \text{Diamete dalam ; ID} &= 1,049 \text{ in} = 0,0873 \text{ ft} \\ \text{Luas penampang ; A} &= 0,864 \text{ in}^2 = 0,0059 \text{ ft}^2 \\ \text{Kecepatan laju alir ; V} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,0117 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0332 \text{ ft}^2} = 1,9425 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold ; } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{62,3937 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0873 \text{ ft} \times 1,9425 \text{ ft/detik}}{6,756 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}} \\ &= 8.617,8192 > 2.100 \text{ aliran turbulen} \end{aligned}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,0873 \text{ in}} = 0,0017$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0017$  dan  $N_{Re} = 8.617,8192$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,037$

Kelengkapan pipa :

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus} & L_1 = 10 \text{ ft} \\ \text{1 buah gate valve fully open } L/D = 13 & L_2 = 1 \times 13 \times 0,0873 \text{ ft} = 1,1349 \text{ ft} \\ \text{2 buah elbow standar } 90^\circ L/D = 30 & L_3 = 2 \times 30 \times 0,0873 \text{ ft} = 5,238 \text{ ft} \\ \text{Penyempitan mendadak, } K = 0,5; L/D = 27 & L_4 = 1 \times 27 \times 0,0873 \text{ ft} = 2,3571 \text{ ft} \\ \text{Pembesaran mendadak, } K = 1,0; L/D = 51 & L_5 = 1 \times 50 \times 0,0873 \text{ ft} = 4,4523 \text{ ft} \\ & \underline{\hspace{10em}} + \\ & \Sigma L = 23,1823 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,037 \times (1,9425 \text{ ft/detik})^2 \times 23,1823 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,0873 \text{ ft}} = 0,1057 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$



$$= 10 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 0,1057 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 10,1057 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ; P =  $Q \times \rho \times Wf$

$$= 0,0117 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 62,3937 \text{ lb/ft}^3 \times 10,1057 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 7,3524 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,0134 \text{ HP}$$

Efisiensi pompa = 80%

Daya pompa ; P =  $\frac{0,0134 \text{ HP}}{0,8} = 0,0167 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$

#### 47. Mixer (M-04)

Kode : M-04

Fungsi : Tempat pencampuran air dan  $\text{Ca(OH)}_2$

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ; F = 1.188,0800 kg/jam

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 999,9 \text{ kg/m}^3 = 62,3937 \text{ lb/ft}^3$  (Perry, 1997)

Kebutuhan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki =  $\frac{1,2 \times 1.188,0800 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{999,9 \text{ kg/m}^3} = 1,4258 \text{ m}^3$

Diambil tinggi silinder,  $H_s = \frac{4}{3} D_t$

Volume tangki,  $V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

$$1,4258 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$$

$$1,4258 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$$

Diameter tangki,  $D_t = 1,1085 \text{ m} = 3,3671 \text{ ft}$

Jari-jari tangki, R =  $\frac{1,1085 \text{ m}}{2} = 0,5543 \text{ m} = 21,8217 \text{ in}$

Tinggi tangki ;  $H_s = \frac{4}{3} \times 1,1085 \text{ m} = 1,4781 \text{ m} = 4,8495 \text{ ft}$

Tinggi elipsoidal ;  $H_e = \frac{1}{4} \times 1,1085 \text{ m} = 0,2771 \text{ m}$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$

$$= 1,4781 \text{ m} + 0,2771 \text{ m} = 1,7552 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik bahan,  $Ph = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$

Dimana  $P_o =$  Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$Ph = 14,7 \text{ psi} + \frac{62,3937 \text{ lb/ft}^3 (4,4894 \text{ ft} - 1)}{144} = 16,3688 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 16,3688 \text{ Psi} = 19,6425 \text{ Psi}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc$  (Petter dan Timmerhaus, 2004)

Dimana :

P : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (Chavse dan eber, 1954)

$$t_s = \frac{19,6425 \text{ psi} \times 21,8217 \text{ in}}{18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 19,6425 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$
$$= 0,1286 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Tangki ini menggunakan pengaduk untuk mempercepat proses pencampuran, jenis pengaduk yang digunakan adalah propeller, dengan ketentuan ;

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3, \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}, \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}, \frac{D}{E} = 4$$

Dimana :

$D_t$  : Diameter tangki (ft)

$D_a$  : Diameter pengaduk =  $0,3 \times 3,6371 \text{ ft} = 1,0911 \text{ ft}$

$W$  : Lebar pengaduk =  $1/5 \times 1,0911 \text{ ft} = 0,2182 \text{ ft}$

$L$  : Panjang daun pengaduk =  $1/4 \times 1,0911 \text{ ft} = 0,2728 \text{ ft}$

$E$  : Jarak pengaduk dari dasar =  $1/4 \times 3,6371 \text{ ft} = 0,9093 \text{ ft}$

Data yang dibutuhkan untuk melakukan pengadukan ;

$$P = \frac{K_T n^3 D_a^5 \rho m}{gc 550}$$

Dimana :

$K_T$  : Konstanta pengadukan 6,3

$n$  : Kecepatan pengadukan 60 rpm = 1 rps

$g_c$  : Konstanta gravitasi 32,174 lbf ft/lbf detik<sup>2</sup>

sehingga daya ;  $P = \frac{6,3 (1 \text{ rps})^3 (1,0911 \text{ ft})^5 62,3937 \text{ lb/ft}^3}{32,174 \text{ lbf ft/lbf detik}^2 550} = 0,0344 \text{ HP}$

Efisiensi motor 80%,

$$P = \frac{0,0344 \text{ HP}}{0,8} = 0,0430 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$$

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t$  = 1,1085 m

Tinggi tangki ;  $H_T$  = 1,7552 m

Tebal silinder ;  $t_s$  = ¼ in

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

Diameter pengaduk = 1,0911 ft

Daya motor = 1/8 HP

Tipe pengaduk = Propeller

#### 48. Pompa Mixer (P-22)

Kode : P-21

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan  $\text{Ca(OH)}_2$  ke Decanter

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 1.188,0800 \text{ kg/jam} = 0,7275 \text{ lb/detik}$

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 999,9 \text{ kg/m}^3 = 62,3937 \text{ lb/ft}^3$  (Perry, 1997)

Viskositas ;  $\mu = 1,83 \text{ cp} = 1,23 \times 10^{-3} \text{ lbf/ft.detik}$  (Perry, 1997)

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,7275 \text{ lb/detik}}{62,3937 \text{ lb/ft}^3} = 0,0117 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{\text{op}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 3,9 (0,0117)^{0,45} (62,3937)^{0,13}$   
 $= 0,9003 \text{ in}$

Dipilih pipa 2 ½ in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut :

$$\text{Diameter luar ; OD} = 1.32 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam ; ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0873 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang ; A} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0059 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir ; V} = \frac{Q}{A} = \frac{0,0117 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0332 \text{ ft}^2} = 1,9425 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold ; } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{62,3937 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0873 \text{ ft} \times 1,9425 \text{ ft/detik}}{6,756 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}} \\ &= 8.617,8192 > 2.100 \text{ aliran turbulen} \end{aligned}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,0873 \text{ in}} = 0,0017$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0017$  dan  $N_{Re} = 8.617,8192$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,037$

Kelengkapan pipa :

$$\text{Panjang pipa lurus} \quad L_1 = 10 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah gate valve fully open } L/D = 13 \quad L_2 = 1 \times 13 \times 0,0873 \text{ ft} = 1,1349 \text{ ft}$$

$$2 \text{ buah elbow standar } 90^\circ L/D = 30 \quad L_3 = 2 \times 30 \times 0,0873 \text{ ft} = 5,238 \text{ ft}$$

$$\text{Penyempitan mendadak, } K = 0,5; L/D = 27 \quad L_4 = 1 \times 27 \times 0,0873 \text{ ft} = 2,3571 \text{ ft}$$

$$\text{Pembesaran mendadak, } K = 1,0; L/D = 51 \quad L_5 = 1 \times 50 \times 0,0873 \text{ ft} = 4,4523 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} &+ \\ \Sigma L &= 23,1823 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,037 \times (1,9425 \text{ ft/detik})^2 \times 23,1823 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,0873 \text{ ft}} = 0,1057 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$= 10 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbf.ft/lbf.detik}^2} + 0,1057 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 10,1057 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ; P =  $Q \times \rho \times Wf$

$$= 0,0117 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 62,3937 \text{ lb/ft}^3 \times 10,1057 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 7,3524 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,0134 \text{ HP}$$

Efisiensi pompa = 80%

Daya pompa ; P =  $\frac{0,0134 \text{ HP}}{0,8} = 0,0167 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$

#### 49. Decanter (DC-01)

Kode : DC-01

Fungsi : Tempat pemisahan produk menjadi 2 bagian

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk umpan ; F = 1.188,080 kg/jam

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}} = 1056,4831 \text{ kg/m}^3 = 65,9245 \text{ lb/ft}^3$  (Perry, 1997)

Viskositas ;  $\mu = 2,5 \text{ cp} = 1,681 \times 10^{-3} \text{ lbfm/ft.detik}$  (Perry, 1997)

Fasa ringan produk = 5.106,768 kg/jam

Densitas bahan ;  $\rho = 1.052,235 \text{ kg/m}^3 = 65,6594 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 1,95 \text{ cp} = 1,3108 \times 10^{-3} \text{ lbfm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{5.106,768 \text{ kg/jam}}{1052,235 \text{ kg/m}^3}$

$$= 4,853 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,048 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Fasa berat produk = 1.603,184 kg/jam

Densitas bahan ;  $\rho = 1.059,4831 \text{ kg/m}^3 = 66,1117 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 1,95 \text{ cp} = 1,3108 \times 10^{-3} \text{ lbfm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{1.603,184 \text{ kg/jam}}{1.059,4831 \text{ kg/m}^3}$

$$= 1,513 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,015 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menentukan kecepatan pengendapan  $U_d$

Asumsi diameter partikel ;  $d = 1,3 \times 10^{-5}$  ft

$$U_d = d^2 g \times \frac{\rho_{\text{berat}} - \rho_{\text{ringan}}}{1,8 \mu_{\text{berat}}}$$
$$= 1,3 \times 10^{-5} \text{ ft} \times 32,174 \text{ lbf/ft} \cdot \text{detik}^2 \times \frac{66,1117 \text{ ft}^3 - 65,6594 \text{ ft}^3}{1,8 \times 1,3108 \times 10^{-3} \text{ lbf/ft} \cdot \text{detik}}$$
$$= 0,0801 \text{ ft/detik}$$

Menentukan waktu pemisahan ; t

$$t = \frac{62,4 \times \mu_{\text{berat}}}{\rho_{\text{berat}} - \rho_{\text{ringan}}}$$
$$= \frac{62,4 \times 1,3108 \times 10^{-3} \text{ lbf/ft} \cdot \text{detik}}{66,1117 \text{ ft}^3 - 65,6594 \text{ ft}^3} = 0,181 \text{ detik}$$

Menentukan Volume Decanter

$$\text{Laju alir volumetrik umpan; } Q = \frac{1.188,080 \text{ kg/jam}}{1.059,4831 \text{ kg/m}^3} = 1,121 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 1,121 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$
$$= 1,346 \text{ m}^3$$

Diambil tinggi silinder,  $H_s = \frac{4}{3} D_t$

Volume tangki ,  $V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

$$1,346 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$$

$$1,346 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$$

Diameter tangki,  $D_t = 1,087 \text{ m}$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{1,087 \text{ m}}{2} = 0,544 \text{ m} = 21,405 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{4}{3} \times 1,087 \text{ m} = 1,3422 \text{ m} = 4,757 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi elipsoidal ; } H_e = 2 \times \frac{1}{4} \times 1,087 \text{ m} = 0,5033 \text{ m}$$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$

$$= 1,450 \text{ m} + 0,544 \text{ m} = 1,994 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o =$  Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{65,9245 \text{ lb/ft}^3 (4,757 \text{ ft} - 1)}{144} = 14,700 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 14,700 \text{ Psi} = 17,640 \text{ Psi}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc$  (Petter dan Timmerhaus, 2004)

Dimana :

P : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$t_s = \frac{17,640 \text{ psi} \times 21,405 \text{ in}}{18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,640 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$
$$= 0,125 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t = 1,087 \text{ m}$

Tinggi tangki ;  $H_T = 1,994 \text{ m}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{1}{4} \text{ in}$

Bahan kosntruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

### Coil Pemanas

Jenis : *Single helix*

Diambil data :

IPS = 1 in, Sch 40

OD = 1,32 in  $\times$  0,0833 ft/in = 0,11 ft

ID = 1,610 in  $\times$  0,0833 ft/in = 0,1341 ft

Dari neraca panas Q steam = 211.111,726 Btu/jam

Luas penampang koil,  $A = \frac{Q_s}{U_D \Delta t_m} = N_t \cdot a_t \cdot L$

Dimana :

$Q_s$  : Panas yang diserap

$U_D$  : Koefisien perpindahan panas

$\Delta t_m$  : Temperatur logaritma rata-rata

$N_t$  : Jumlah tube (1 buah)

At : Luas permukaan panas

L : Panjang koil

Digunakan tube 1,5 in OD, 16 BWG

At : 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft

(Kern, 1959)

$\Delta t_m = 86^\circ\text{F}$

$U_D = 250 - 500 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F}$

(Kern, 1959)

Diambil  $U_D = 350$

Maka,  $A = \frac{211.111,726}{350 \times 86} = 7,014 \text{ ft}^2$

Panjang,  $L = \frac{A}{N \times at} = \frac{7,014 \text{ ft}^2}{1 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 17,869 \text{ ft}$

Diambil spiral,  $D = 0,7 \times D_t$

$$= 0,7 \times 3,568 \text{ ft}$$

$$= 2,497 \text{ ft}$$

Luas permukaan koil/lilitan,  $nc = \pi \times D \times at$

$$= 3,14 \times 2,497 \text{ ft} \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 3,078 \text{ ft}^2$$

## 50. Pompa Decanter ke Niagara Filter (P-23)

Kode : P-23

Fungsi : untuk mengalirkan produk Decanter ke niagara filter

Tipe : pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan Konstruksi : *Stainles steel*

Kondisi operasi : 30<sup>0</sup> C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk,  $F = 1.603,1840 \text{ kg/jam} = 0,9817 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan,  $\rho = 1.059,4831 \text{ kg/m}^3 = 66,1117 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 2,45 \text{ cp} = 9,747 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft} \cdot \text{detik}$

Laju alir volumetric ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,9817 \text{ lb/detik}}{66,1117 \text{ lb/ft}^3} = 0,0148 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum,  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (P)^{0,13}$

$$= 3,9 (0,0148)^{0,45} (66,1117)^{0,13}$$

$$= 1,0114 \text{ in}$$



Dipilih pipa 1 1/2 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut :

Diameter luar ; OD = 1,90 in

Diameter dalam ; ID = 1,610 in = 0,1341 ft

Luas penampang ; A = 2,04 in<sup>2</sup> = 0,0141 ft<sup>2</sup>

$$\text{Kecepatan laju alir ; } V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0148 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0141 \text{ ft}^2} = 1,0477 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan reynold, } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{66,1117 \text{ lb/ft}^3 \times 0,1341 \text{ ft} \times 1,0477 \text{ ft/detik}}{9,747 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.detik}} \\ &= 9.539,0071 > 2.100 \text{ aliran turbuleu} \end{aligned}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C,C -1 Alan Foust hal. 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,1341 \text{ ft}} = 0,0011$$

Dari Appendix C-3 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0011$  dan  $N_{Re} = 9.539,0071$  diperoleh faktor friksi ,  $f = 0,027$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus	$L_1 = 10 \text{ ft}$
1 buah <i>gate valve fully open</i> $L/D = 13$	$L_2 = 1 \times 13 \times 0,1341 \text{ ft} = 1,7433 \text{ ft}$
2 buah <i>elbow</i> standar $90^\circ$ $L/D = 30$	$L_3 = 2 \times 30 \times 0,1341 \text{ ft} = 8,046 \text{ ft}$
Penyempitan mendadak, $K = 0,5$ ; $L/D = 27$	$L_4 = 1 \times 27 \times 0,1341 \text{ ft} = 3,6207 \text{ ft}$
Pembesaran mendadak, $K = 1,0$ ; $L/D = 51$	$L_5 = 1 \times 51 \times 0,1341 \text{ ft} = 6,8391 \text{ ft}$
	+ $\Sigma L = 30,2491 \text{ ft}$

Faktor kerugian Karen kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,027 \times (1,0477 \text{ ft/detik})^2 \times 30,2491 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm ft/lbf.detik}^2 \times 0,1341 \text{ ft}} = 0,4154 \text{ lbf / lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 5 \text{ ft}$

$$\text{Dari persamaan Bernaulli ; } \Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar ; maka :  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan ; maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$= 5 \text{ ft} \times \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm ft/lbf detik}^2} + 0,4154 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 5,4154 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ; P = Q × P × Wf

$$= 0,0148 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 66,1117 \text{ lb/ft}^3 \times 5,4154 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 5,3165 \text{ lb ft / detik / 550}$$

$$= 0,0097 \text{ HP}$$

Efisiensi pompa = 80%

$$\text{Daya pompa ; P} = \frac{0,0097 \text{ HP}}{0,8} = 0,0121 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$$

### 51. Pompa Decanter ke Evaporator (P-24)

Kode : P-24

Fungsi : Untuk mengalirkan produk decanter ke evaporator

Tipe : pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk, F = 5.106,7680 kg/jam = 3,1272 lb/detik

Densitas bahan, ρ = 1.052,2350 kg/m<sup>3</sup> = 65,5535 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas ; μ = 1,95 cp = 1,3108 × 10<sup>-4</sup> lbm/ft.detik

Laju alir volumetric ; Q =  $\frac{F}{\rho} = \frac{3,1272 \text{ lb/detik}}{65,5535 \text{ lb/ft}^3} = 0,0476 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum, ID<sub>op</sub> = 3,9 (Q)<sup>0,45</sup> (P)<sup>0,13</sup>

$$= 3,9 (0,0476)^{0,45} (65,5535)^{0,13}$$

$$= 1,7072 \text{ in}$$

Dipilih pipa 3 in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut :

Diameter luar ; OD = 3,50 in

Diameter dalam ; ID = 3,068 in = 0,2556 ft

Luas penampang ; A = 7,38 in<sup>2</sup> = 0,0509 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ; V =  $\frac{Q}{A} = \frac{0,0476 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0509 \text{ ft}^2} = 0,9289 \text{ ft/detik}$

Bilangan reynold, N<sub>Re</sub> =  $\frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$

$$= \frac{65,5535 \text{ lb/ft}^3 \times 0,2556 \text{ ft} \times 0,9289 \text{ ft/detik}}{1,3108 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}}$$

$$= 119.015,5616 > 2.100 \text{ aliran turbuleu}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C,C -1 Alan Foust hal. 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,2556 \text{ ft}} = 0,0005$$

Dari Appendix C-3 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0005$  dan  $N_{Re} = 119.015,5616$  diperoleh faktor friksi ,  $f = 0,025$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus  $L_1 = 10 \text{ ft}$

1 buah gate valve fully open  $L/D = 13$   $L_2 = 1 \times 13 \times 0,2556 \text{ ft} = 3,3228 \text{ ft}$

2 buah elbow standar  $90^\circ$   $L/D = 30$   $L_3 = 2 \times 30 \times 0,2556 \text{ ft} = 15,3360 \text{ ft}$

Penyempitan mendadak  $K = 0,5$   $L/D = 27$   $L_4 = 1 \times 27 \times 0,2556 \text{ ft} = 6,9012 \text{ ft}$

Pembesaran mendadak,  $K = 1,0$   $L/D = 51$   $L_5 = 1 \times 51 \times 0,2556 \text{ ft} = 13,0356 \text{ ft}$

$$\underline{\hspace{10em}} +$$

$$\Sigma L = 48,5956 \text{ ft}$$

Faktor kerugian karen kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,025 \times (0,9289 \text{ ft/detik})^2 \times 48,5956 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm ft/lbf.detik}^2 \times 0,2556 \text{ ft}} = 0,2549 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli ;  $\Delta \left( \frac{V^2}{2g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar ; maka :  $\Delta \left( \frac{V^2}{2g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan ; maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $W_f = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$= 15 \text{ ft} \times \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm ft/lbf detik}^2} + 0,2549 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 15,2549 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times P \times W_f$

$$= 0,0476 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 65,5535 \text{ lb/ft}^3 \times 15,2549 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 47,7055 \text{ lb ft / detik} / 550 = 0,0867 \text{ HP}$$

Efisiensi pompa = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,0867 \text{ HP}}{0,8} = 0,1084 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$$

## 52. Niagara Filter (FP-01)

Kode : FP-01

Fungsi : Tempat pemisahan produk dan produk samping

Tipe : *Plate and Frame* Niagara Filter

Jumlah : 1 buah

Perhitungan :

Laju alir bahan umpan,  $m_f = 1.603,184 \text{ kg/jam} = 3.535,021 \text{ lbm/jam}$

Densitas bahan ;  $\rho_f = 1.059,4831 \text{ kg/m}^3 = 66,1117 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 2,5 \text{ cp} = 1,681 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$

Padatan yang dipisahkan,  $m_p = 708,280 \text{ kg/jam} = 321,215 \text{ lbm/jam}$   
 $= 0,089 \text{ lbm/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho_p = 1060,5673 \text{ kg/jam}^3 = 66,1793 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas,  $\mu = 2,3 \text{ cp} = 1,546 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$

Kondisi operasi =  $30^{\circ}\text{C}$  , 20 bar

Perubahan tekanan ;  $\Delta P = 1 \text{ bar} = 2088,1333 \text{ lbf/ft}^2$

Direncanakan fraksi tercelup ;  $f = 60\%$

Waktu siklus = 5 menit = 300 detik

Kecepatan trombol ,  $n = 1/3600 \text{ detik}$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetric padatan, } Q_p &= \frac{321,215 \text{ lb/jam}}{66,1793 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 4,854 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Konsentrasi padatan , } C_s = \frac{321,215 \text{ lb/jam}}{4,854 \text{ ft}^3/\text{jam}} = 66,179 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{m_p}{m_f} = \frac{321,215 \text{ lb/jam}}{3.535,021 \text{ lb/jam}} = 0,091$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi zat padatan , } C &= \frac{C_s}{1 - \left(\frac{m_p}{m_f} - 1\right) \frac{C_s}{\rho_f}} \\ &= \frac{66,179 \text{ lb/ft}^3}{1 - (0,091 - 1) \frac{66,179 \text{ lb/ft}^3}{66,1117 \text{ lb/ft}^3}} \\ &= 34,665 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Luas Filter, } A = \frac{m_p (\alpha \times \mu)^{1/2}}{2 C \Delta P^{1-3} g c f^n}$$

Dari grafik 30-13 MC Cabe 989 ;

Pada perubahan tekanan ;  $\Delta P = 1 \text{ bar}$  ;  $\alpha = 210 \times 10^{11}$

$$S = 0,8$$

$$\begin{aligned} \text{Luas filter, A} &= \frac{0,089 \frac{\text{lb}}{\text{detik}} (210 \times 10^{11} \times 1,546 \times 10^{-3})^{1/2}}{2 \times 34,665 \text{ lb/ft}^3 \times 2088,1333 \text{ lbf/ft}^{2^{1-0,8}} \times 32,174 (0,6)^{1/3600}} \\ &= 1,563 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### 53. Pompa Niagara Filter ke Bak Penampung (P-25)

Kode : P-25

Fungsi : Untuk mengalirkan produk niagara filter ke bak penampung

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 708,2800 \text{ kg/jam} = 0,4337 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.060,5673 \text{ kg/m}^3 = 66,1793 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 2,3 \text{ cp} = 1,546 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}$

Laju alir volumetrik ;  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,4337 \text{ lb/detik}}{66,1793 \text{ lb/ft}^3} = 0,0066 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum ;  $ID_{op} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  (Timmerhaus, 1968)  
 $= 0,9 (0,0066)^{0,45} (66,1793)^{0,13}$   
 $= 0,700 \text{ in}$

Dipilih pipa  $\frac{3}{4}$  in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

Diameter luar ; OD = 1.05 in

Diamete dalam ; ID = 0,824 in = 0,0687 ft

Luas penampang ; A = 0,534 in<sup>2</sup> = 0,0037 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir ;  $V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0066 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0037 \text{ ft}^2} = 1,7665 \text{ ft/detik}$

Bilangan Reynold ;  $N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$   
 $= \frac{66,1793 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0687 \text{ ft} \times 1,7665 \text{ ft/detik}}{1,546 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}}$

$= 5.194,8918 > 2.100$  aliran turbulen

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,0687 \text{ in}} = 0,0021$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\varepsilon}{D} = 0,0021$  dan  $N_{Re} = 4848,2467$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,04$

Kelengkapan pipa :

Panjang pipa lurus	$L_1 = 10 \text{ ft}$
1 buah <i>gate valve fully open</i> $L/D = 13$	$L_2 = 1 \times 13 \times 0,0687 \text{ ft} = 0,8931 \text{ ft}$
2 buah <i>elbow</i> standar $90^\circ$ $L/D = 30$	$L_3 = 2 \times 30 \times 0,0687 \text{ ft} = 4,122 \text{ ft}$
Penyempitan mendadak, $K = 0,5$ ; $L/D = 27$	$L_4 = 1 \times 27 \times 0,0687 \text{ ft} = 1,8549 \text{ ft}$
Pembesaran mendadak, $K = 1,0$ $L/D = 51$	$L_5 = 1 \times 50 \times 0,0687 \text{ ft} = 3,5037 \text{ ft}$
	+ $\Sigma L = 20,3737 \text{ ft}$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g c D} = \frac{4 \times 0,04 \times (1,7665 \text{ ft/detik})^2 \times 20,3737 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,0687 \text{ ft}} = 2,3021 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = Wf \quad (\text{Foust, 1980})$$

Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F$

$$\begin{aligned} \text{Kerja pompa ; } Wf &= \Delta Z \frac{g}{g c} + \Sigma F \\ &= 15 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 2,3021 \text{ lbf/lbm} \\ &= 17,3021 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa ; } P &= Q \times \rho \times Wf \\ &= 0,0066 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 66,1793 \text{ lb/ft}^3 \times 17,3021 \text{ lbf/lbm} \\ &= 7,5044 \text{ lb ft/detik} / 550 \\ &= 0,0136 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,0136 \text{ HP}}{0,8} = 0,0171 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$$

#### 54. Bak Penampung (BP-03)

Kode : BP-03

Fungsi : Untuk menampung produk samping dari niagara filter

Tipe : Prisma segi empat beraturan

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 708,2800 \text{ kg/jam}$

Densitas bahan ;  $\rho_{\text{camp}} = 1.060,5673 \text{ kg/m}^3$

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

Volume penampung =  $\frac{1,2 \times 708,2800 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{1.060,5673 \text{ kg/m}^3} = 134,6348 \text{ m}^3$

Direncanakan panjang ;  $P = 2 \times \text{lebar bak}$ , tinggi bak = lebar bak

Volume bak =  $2 l \times l \times l$

$134,6348 \text{ m}^3 = 2l^3$

Lebar bak ;  $l = 4,0680 \text{ m}$

Panjang bak ;  $P = 2 \times 4,0680 \text{ m} = 8,1359 \text{ m}$

Tinggi bak ;  $t = 4,0680 \text{ m}$

Luas bak ;  $A = 8,1359 \text{ m} \times 4,0680 \text{ m} = 16,5482 \text{ m}^2$

#### 55. Pompa Niagara Filter ke Evaporator-02 (P-26)

Kode : P-26

Fungsi : Untuk mengalirkan produk niagara filter ke evaporator

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 708,2800 \text{ kg/jam} = 0,4337 \text{ lb/detik}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.060,5673 \text{ kg/m}^3 = 66,1793 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas ;  $\mu = 2,3 \text{ cp} = 1,546 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft} \cdot \text{detik}$

$$\text{Laju alir volumetrik ; } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,4337 \text{ lb/detik}}{66,1793 \text{ lb/ft}^3} = 0,0066 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum ; } ID_{op} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && (\text{Timmerhaus, 1968}) \\ &= 0,9 (0,0066)^{0,45} (66,1793)^{0,13} \\ &= 0,700 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa  $\frac{3}{4}$  in schedule 40 dengan data-data sebagai berikut : (Kern, 1950)

$$\text{Diameter luar ; OD} = 1.05 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam ; ID} = 0,824 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang ; A} = 0,534 \text{ in}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir ; } V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0066 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0037 \text{ ft}^2} = 1,7665 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold ; } N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{66,1793 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0687 \text{ ft} \times 1,7665 \text{ ft/detik}}{1,546 \times 10^{-3} \text{ lbm/ft.detik}} \\ &= 5.194,8918 > 2.100 \text{ aliran turbulen} \end{aligned}$$

$\epsilon$  stainless steel = 0,00015 dari Appendix C, C-2 Alan Foust halaman 717

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,0687 \text{ in}} = 0,0021$$

Dari Appendix C-03 Alan Foust halaman 721 untuk  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0021$  dan  $N_{Re} = 4848,2467$  diperoleh faktor friksi,  $f = 0,04$

Kelengkapan pipa :

$$\text{Panjang pipa lurus} \quad L_1 = 10 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah } gate \text{ valve } fully \text{ open } L/D = 13 \quad L_2 = 1 \times 13 \times 0,0687 \text{ ft} = 0,8931 \text{ ft}$$

$$2 \text{ buah } elbow \text{ standar } 90^\circ L/D = 30 \quad L_3 = 2 \times 30 \times 0,0687 \text{ ft} = 4,122 \text{ ft}$$

$$\text{Penyempitan mendadak, } K = 0,5; L/D = 27 \quad L_4 = 1 \times 27 \times 0,0687 \text{ ft} = 1,8549 \text{ ft}$$

$$\text{Pembesaran mendadak, } K = 1,0 L/D = 51 \quad L_5 = 1 \times 50 \times 0,0687 \text{ ft} = 3,5037 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} &+ \\ \Sigma L &= 20,3737 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor kerugian karena kehilangan energi ;  $\Sigma F$

$$\Sigma F = \frac{4 f v^2 \Sigma L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,04 \times (1,7665 \text{ ft/detik})^2 \times 20,3737 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2 \times 0,0687 \text{ ft}} = 2,3021 \text{ lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan  $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

Dari persamaan Bernaulli,

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \int_{P_1}^{P_2} V dP + \Sigma F = W_f \quad (\text{Foust, 1980})$$



Laju alir bahan yang masuk = laju alir bahan keluar, maka ;  $\Delta \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) = 0$

Karena tidak ada perbedaan tekanan, maka  $\int_{P_1}^{P_2} V dP = 0$

Sehingga persamaan Bernaulli menjadi ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

Kerja pompa ;  $Wf = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F$

$$= 15 \text{ ft} + \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf.detik}^2} + 2,3021 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 17,3021 \text{ lbf/lbm}$$

Daya pompa ;  $P = Q \times \rho \times Wf$

$$= 0,0066 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 66,1793 \text{ lb/ft}^3 \times 17,3021 \text{ lbf/lbm}$$

$$= 7,5044 \text{ lb ft/detik} / 550$$

$$= 0,0136 \text{ HP}$$

Efisiensi pompa = 80%

$$\text{Daya pompa ; } P = \frac{0,0136 \text{ HP}}{0,8} = 0,0171 \text{ HP} = 1/8 \text{ HP}$$

## 56. Evaporator (E-02)

Kode : E-02

Fungsi : Tempat menguapkan air dalam produk

Jenis : *Single effec* evaporator

Bentuk : Tangki berbentuk silinder bagian bawah dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304*

Kondisi operasi : 107°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ;  $F = 5.873,1980 \text{ kg/jam}$

Densitas bahan ;  $\rho = 1.049,6246 \text{ kg/m}^3 = 65,4965 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki} = \frac{1,2 \times 5.873,1980 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1.049,6246 \text{ kg/m}^3} = 6,7146 \text{ m}^3$$

Diambil tinggi silinder ,  $H_s = \frac{5}{2} D_t$

$$\text{Volume tangki , } V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$$

$$6,7146 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{5}{2} D_t$$

$$6,7146 \text{ m}^3 = 1,9625 D_t^3$$

Diameter tangki,  $D_t = 1,5069 \text{ m}$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{1,5069 \text{ m}}{2} = 0,7534 \text{ m} = 29,6624 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{5}{2} \times 1,5069 \text{ m} = 3,7671 \text{ m} = 12,3600 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi elipsoidal ; } H_e = 2 \times \frac{1}{4} \times 1,5069 \text{ m} = 0,7534 \text{ m}$$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$

$$= 3,7671 \text{ m} + 0,7534 \text{ m} = 4,5206 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o = \text{Tekanan awal } 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{65,4965 \text{ lb/ft}^3 (12,3600 \text{ ft} - 1)}{144} = 19,8694 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

$$\text{Tekanan desain ; } P_d = 1,2 \times 19,8694 \text{ Psi} = 23,8433 \text{ Psi}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$t_s = \frac{23,8433 \text{ psi} \times 29,6624 \text{ in}}{18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 23,8433 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,1472 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Menentukan jumlah tube

Steam yang digunakan pada suhu  $125^\circ\text{C}$

Panas yang dibutuhkan,  $Q = 1.617.937,2698 \text{ Btu/jam}$

Temperatur steam =  $125^\circ\text{C}$

Temperatur produk keluar =  $107^\circ\text{C}$

Temperatur umpan masuk = 30°C

$$\Delta t_2 = 125^\circ\text{C} - 107^\circ\text{C} = 18^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_1 = 125^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C} = 95^\circ\text{C}$$

$$\text{LMTD} = \frac{18-95}{\ln \frac{18}{95}} = 46,2879^\circ\text{C} = 115,3182^\circ\text{F}$$

$$U_D = 20 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, 1959})$$

$$\text{Luas permukaan perpindahan panas ; } A = \frac{Q}{U_D \text{LMTD}} \quad (\text{Kern, 1959})$$

$$= \frac{1.617.937,2698 \text{ Btu/jam}}{20 \times 115,3182^\circ\text{F}} = 701,5099 \text{ ft}^2$$

Dipilih pipa 1 ½ in, 16 BWG, L = 20 ft

$$a'' = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{jumlah tube ; } N_t = \frac{A}{L \times a'' \times \pi} = \frac{701,5099 \text{ ft}^2}{20 \text{ ft} \times 0,11 \text{ ft} \times 3,14} = 102 \text{ tube}$$

Spesifikasi Tangki

$$\text{Diameter tangki ; } D_t = 1,5069 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_t = 4,5206 \text{ m}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \textit{Stainless steel SA-304}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,01 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Luas perpindahan panas} = 701,5099 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah tube} = 102 \text{ tube}$$

### 57. Belt Conveyor (BC-03)

Kode : BC-03

Fungsi : Untuk mengangkat produk dari evaporator -02 ke rotary cooler (RC)

Laju alir bahan masuk ; F = 946,841 kg/jam

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Laju alir bahan} = 1,2 \times 946,841 \text{ kg/jam} = 1.136,209 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,136 \text{ ton/jam}$$

Diambil :

$$\text{Panjang belt ; } P = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi belt ; } Z = 3 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar belt ; } L = 14 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan ; } V = 200 \text{ ft/menit}$$

$$\text{Luas belt ; } A = 0,11 \text{ ft}^2$$

$$\text{Daya ; } P = 2 \text{ HP}$$

### 58. Rotary Cooler (RC)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk yang keluar dari E-02 menggunakan udara

$$\text{Temperatur pendingin masuk} = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur umpan masuk} = 107^\circ\text{C} = 224,6^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur umpan keluar} = 107^\circ\text{C} = 224,6^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(224,6-77)-(113-86)}{\ln \left[ \frac{230-77}{113-86} \right]} = 70^\circ\text{F}$$

$$U_D = 60 - 80 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Perry, 1992})$$

$$\text{Diambil } U_D = 250$$

$$\text{Dari neraca panas ; } Q = 1.617.937,270 \text{ Btu/jam}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \text{LMTD}} = \frac{1.617.937,270 \text{ Btu/jam}}{250 \times 70^\circ\text{F}} = 92,454 \text{ ft}^2$$

Dipilih pipa ½ in 16 BWG dengan panjang L = 10 ft

$$\text{Dari tabel 10 Kern, 1965 } a'' = 0,1309 \text{ ft}$$

Menentukan jumlah pipa,  $N_t$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{92,454 \text{ ft}^2}{0,1309 \text{ ft} \times 10 \text{ ft}} = 71 \text{ buah}$$

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

$$92,454 \text{ ft}^2 = \frac{1}{4} \pi D^2$$

$$D = 10,852 \text{ ft} = 3,308 \text{ m}$$

$$\text{Diambil } L/D = 5, \text{ maka } L = 3,308 \text{ m} \times 5 = 16,538 \text{ m}$$

$$\text{Menentukan putaran rotary cooler ; } n = \frac{V}{\pi D^2}$$

Dimana V = kecepatan putaran linear = 30 -150 putaran ft/menit (Perry, 1992)

$$\text{Diambil } V = 150$$

$$n = \frac{150 \text{ ft/menit}}{3,14 \times 10,852 \text{ ft}} = 4,402 \text{ putaran/menit}$$

$$\text{Perhitungan daya motor ; } P = 0,5 D^2$$

$$\text{Dimana } D = \text{diameter (m)} \quad P = 0,5 \times 3,308 \text{ m}$$

$$= 1,654 \text{ HP} = 2 \text{ HP}$$

### 59. Belt Conveyor (BC-04)

Kode : BC-04

Fungsi : Untuk mengangkut produk dari Rotary Cooler (RC) ke gudang

Laju alir bahan masuk = 946,841 kg/jam

Faktor keamanan = 20%

Laju alir bahan =  $1,2 \times 946,841 \text{ kg/jam}$   
= 1.136,209 kg/jam = 1,136 ton/jam

Diambil :

Panjang belt ; P = 20 ft

Tinggi belt ; Z = 3 ft

Lebar belt ; L = 14 in

Kecepatan ; V = 200 ft/menit

Luas belt ; A = 0,11 ft<sup>2</sup>

Daya ; P = 2 HP

### 60. Gudang Bahan Produk (G-02)

Kode : G-02

Fungsi : Tempat menyimpan bahan baku ubi kayu selama 7 hari

Bentuk : Prisma segi empat beraturan

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk = 946,8410 kg/jam

Densitas bahan ;  $\rho = 1.049,6246 \text{ kg/m}^3$

Faktor keamanan = 20%

Volume gudang =  $\frac{1,2 \times 946,8410 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{1.049,6246 \text{ kg/m}^3}$   
= 181,8585 m<sup>3</sup>

Direncanakan volume ;  $P = 2 \times L$  ,  $L = t$

$$181,8585 \text{ m}^3 = 2 L \times L \times L = 2 L^3$$

$$L = 4,4968 \text{ m}$$

$$P = 2 \times 4,4968 \text{ m} = 8,9936 \text{ m}$$

$$t = 4,4968 \text{ m}$$

Luas gudang ; A =  $8,9936 \text{ m} \times 4,4968 \text{ m}$   
= 40,4420 m<sup>2</sup>

**LAMPIRAN D**  
**PERHITUNGAN UTILITAS**

**1. Screening (SC)**

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang besar

Jenis : Bar screen

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Stainless steel

Kondisi operasi:

- Temperatur = 30<sup>0</sup>C

- Densitas air ( $\rho$ ) = 997,08 kg/m<sup>3</sup>..... (Geankoplis, 1997)

- Laju alir massa (F) = 102.276,594 kg/jam

- Laju alir volume, Q =  $\frac{F}{\rho} = \frac{102.276,594 \frac{kg}{jam} \times 1 jam / 3600s}{997,08 kg/m^3} = 0,028 m^3/s$

Direncanakan ukuran screening :

Panjang = Tinggi screen = 2 m

Lebar screen = 2 m

Dari Table 5.1 Physical Chemical Treatment of Water and Waste water, diperoleh :

- Ukuran bar

Lebar = 5 mm

Tebal = 20 mm

- Bar cleaning space (slope) = 20 mm

Misalkan, jumlah bar = X

Maka, 20X + 20 ( X+1) = 2000

40X = 1980

X = 49,5  $\approx$  50 buah

Luas bukaan (A<sub>2</sub>) = 20 (50 + 1) (2000) = 2.040.000 mm<sup>2</sup> = 2,04 m<sup>2</sup>

Untuk pemurnian air sungai menggunakan bar screen, Diasumsikan Cd = 0,6 dan 30 % screen tersumbat

Head loss ( $\Delta h$ ) =  $\frac{Q^2}{2g \cdot C_d^2 \cdot A_2^2} = \frac{0,028^2}{2 \times 9,8 \times 0,6^2 \times 2,04^2} = 0,0000276 m$

## 2. Pompa Screening (PU-01)

Fungsi : Memompakan air dari sungai ke bak pengendapan

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa,  $F = 102.276,594 \text{ kg/jam}$

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$  ..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu = 0,8007 \text{ cp}$  ..... (Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{62,716 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,008 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum,  $ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  ..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 3,9(1,008)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 6,695 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$OD = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$ID = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

Kecepatan laju alir,  $V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$

$$= \left[ \frac{1,008 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 2,920 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold,  $N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$

$$= \left[ \frac{62,246 \frac{lb}{ft^2} \times 0,6651 ft \times 2,920 ft/det}{5,381 \times 10^{-4} lb/ft.det} \right]$$

$$= 224.554,960$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh  $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 m}{0,0884 m} = 0,00052$ , diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 ft = 4,147 ft$
- 3 buah elbow 90° L/D :30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 ft = 28,71 ft$
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 ft = 4,306 ft$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 ft = 17,545 ft$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 ft$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,060 ft lb / lbf$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \frac{lbm}{s^2}}{32,17 \frac{lb}{ft s^2}} + 0,060 ft lb / lbf = 30,060 ft lbf/lbm$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,060 \times 1,008 \times 62,246}{550} = 3,428 Hp$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{3,428}{0,5} = 6,855 Hp$$



$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{6,855}{0,8} = 8,569 \text{ Hp}$$

### 3. Bak Sedimentasi (BS)

Fungsi : Untuk mengendapkan lumpur yang terikat dengan air.

Jenis : Grift Chamber Sedimentation

Jumlah : 1 unit

Aliran : Horizontal sepanjang bak sedimentasi

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Kebutuhan : 3 hari

Faktor Kelonggaran : 20 % .....(Brownell, 1959)

Data:

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa, F = 102.276,594 kg/jam

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho$  = 997,08 kg/m<sup>3</sup> ..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu$  = 0,8007 cp ..... (Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{62,716 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,008 \text{ ft}^3/\text{det}$

a. Volume Bak

$$\text{Volume larutan, } V1 = \frac{102.276,594 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 3 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 7.385,480 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Bak, } Vt = (1 + 7.385,480 \text{ m}^3) = 7.386,480 \text{ m}^3$$

b. Spesifikasi Bak

Asumsi apabila:

$$\text{Panjang bak (P)} = 2 \times \text{Lebar bak (L)} = \text{Tinggi bak (T)}$$

Maka:

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$7.386,480 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 15,457 \text{ m}$$

Maka:

$$P = 2 \times 15,457 = 30,915 \text{ m}$$

$$T = L = 15,457 \text{ m}$$

4. Pompa Sedimentasi (PU-02)

Fungsi : Memompakan air dari bak pengendapan ke clarifier

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 102.276,594 kg/jam

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho$  = 997,08 kg/m<sup>3</sup>..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu$  = 0,8007 cp..... (Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{62,716 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,008 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, IDopt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (\text{Timmerhaus,1991})$$

$$= 3,9(1,008)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 6,695 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[ \frac{1,008 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 2,920 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 2,920 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 224.554,960$$

$N_{re} > 4100$  = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh  $\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$ , diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D :30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,060 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbf/ft}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,060 \text{ ft lb / lbf} = 30,060 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,060 \times 1,008 \times 62,246}{550} = 3,428 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{3,428}{0,5} = 6,855 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{6,855}{0,8} = 8,569 \text{ Hp}$$

## 5. Tangki Pelarutan Alum, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ (TP - 01)

Fungsi : Membuat larutan alum [ $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ] 30 %

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Data:

Kondisi pelarutan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  yang digunakan = 50 ppm

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  yang digunakan berupa larutan 30 % (% berat)

Laju massa  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  = 5,114 kg/jam

Densitas  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  30 % = 1.363 kg/m<sup>3</sup> = 85,089 lbm/ft<sup>3</sup>..(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan:

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{5,114 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1.363 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 9,005 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times 9,005 \text{ m}^3 \\ &= 10,805 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki,  $D : H = 1 : 1$

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

$$10,805 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 (D)$$

$$10,805 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 2,397 \text{ m}$$

$$H = 2,397 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi } \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 1,997 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

$$\begin{aligned} \text{Phid} &= \rho \times g \times l \\ &= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,997 \text{ m} \\ &= 26.676,679 \text{ Pa} = 26,677 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Poperasi} = 26,677 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 128,002 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{\text{desain}} = (1,05) (128,002 \text{ kPa}) = 134,402 \text{ kPa}$$

$$\text{- Allowable working stress (S)} : 12.650 \text{ Psi} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

$$\text{- Joint efficiency} : 0,8 \text{ (Brownell, 1959)}$$

$$\text{- Efisiensi sambungan (E)} : 0,8 \text{ (Brownell, 1959)}$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} \\ &= \frac{(134,402 \text{ kPa} \times 2,397 \text{ m})}{2 \times (87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - 1,2 \times (134,402 \text{ kPa})} \\ &= 0,002 \text{ m} = 0,091 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 1/4 \text{ in} \dots\dots\dots \text{(Brownell, 1959)}$$

$$\text{Maka tebal sheel yang dibutuhkan} = 0,091 \text{ in} + 1/4 \text{ in} = 0,341 \text{ in}$$

Tebal sheel standar yang digunakan = 1/2 in .....(Brownell,1959)

Daya Pengaduk :

Jenis pengaduk : Flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1999), diperoleh:

$$Da/Dt = 1/3x Da ; Da = 1/3 x 2,397m = 0,799 m$$

$$E/Da = 1 x E = 0,799 m$$

$$W/Da = 1/5 x W = 1/5 x 0,799 m = 0,160 m$$

$$L/Da = 1/4 x L = 1/4 x 0,799 m = 0,200 m$$

$$J/Da = 1/12 x J = 1/12 x 2,397 m = 0,200 m$$

Dimana:

Dt : Diameter tangki

Da : Diameter impeller

W : Lebar blade pada turbin

L : Panjang blade pada turbin

E : Tinggi turbin dari dasar tangki

J : lebar baffle

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik

Viskositas Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> 30 % = 6,27 x 10<sup>-4</sup> lbm/ft.det ...(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

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

$$= \frac{85,089 \times 1 \times 2,397^2}{0,0006270} = 779.449,594$$

NRe > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g_c} \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

$$K_T = 6,3 \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

Sehingga,

$$P = \frac{6,3 \times 1^3 \times 2,397^5 \times (85,089 \frac{lb}{ft^3})}{32,17 ft/s^2}$$

$$= 1.317,402 ft/lbs$$

$$= 2,395 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{2,395 \text{ hp}}{0,8}$$

$$= 2,994 \text{ Hp} = 3 \text{ Hp}$$

## 6. Pompa Alum (PU-03)

Fungsi : Memompakan larutan alum dari tangki pelarutan alum ke clarifier

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 5,114 kg/jam

$$= 5,114 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,003136 \text{ lb/detik}$$

Densitas ,  $\rho$  = 1.363 kg/m<sup>3</sup> ..... (Perry, 1999)

$$= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 85,0889 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu$  = 6,27 x 10<sup>-4</sup> lb/ft.s ..... (Perry, 1999)

Laju alir volume,  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,003136 \text{ lb/detik}}{85,0889 \text{ lb/ft}^3} = 0,00003685 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, ID<sub>opt</sub> = 3,9(Q)<sup>0,45</sup> ( $\rho$ )<sup>0,13</sup> ..... (Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(0,00003685)^{0,45} (85,0889)^{0,13}$$

$$= 0,070 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 0,405 in = 0,0337 ft

ID = 0,215 in = 0,0054 m = 0,0179 ft

A = 0,00025 ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan laju alir, } V &= \left[ \frac{Q}{A} \right] \\ &= \left[ \frac{0,00003685 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,00025 \text{ ft}^2} \right] = 0,147 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{re} &= \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right] \\ &= \left[ \frac{85,089 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,147 \text{ ft} \times 0,028 \text{ ft/det}}{6,72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right] \\ &= 358,089 \end{aligned}$$

$$N_{re} < 4.100 \quad = \text{aliran laminar}$$

Aliran adalah laminar, maka dari Pers.2.10-7, Geankoplis, 1997, diperoleh  
 $f = 16/N_{re} = 16/358,089 = 0,045$

- Panjang pipa lurus saluran isap = 50 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,2327 \text{ ft}$$

- 2 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 2 \times 30 \times 0,0179 \text{ ft} = 1,074 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 13

$$L = 0,5 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,116 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 28

$$L = 1 \times 28 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,501 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 51,93 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID} \\ &= 0,044 \text{ ft lb / lbf} \end{aligned}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 35 ft

$$W_s = 35 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lb}}{\text{ft s}^2}} + 0,044 \text{ ft lb / lbf} = 35,044 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$



$$= 0,0001998 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{0,0001998}{0,5} = 0,00039960 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{0,00039960}{0,8} = 0,00049950 \text{ Hp}$$

Digunakan daya pompa standar ¼ hp

## 7. Tangki Pelarutan Soda Abu (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) (TP – 02)

Fungsi : Membuat larutan soda abu (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) 30 %

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Data:

Kondisi pelarutan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> yang digunakan berupa larutan 30 % (% berat)

Laju massa Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> = 2,761 kg/jam

Densitas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30 % = 1.327 kg/m<sup>3</sup> = 82,845 lbf/ft<sup>3</sup>..(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan:

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{2,761 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1.327 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 4,994 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 4,994 \text{ m}^3$$

$$= 5,993 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 1 : 1

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

$$5,993 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 (D)$$

$$5,993 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 1,969 \text{ m}$$

$$H = 1,969 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 1,641 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

$$\begin{aligned} \text{Phid} &= \rho \times g \times l \\ &= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,641 \text{ m} \\ &= 21.339,278 \text{ Pa} = 21,339 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Poperasi} = 21,339 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 122,664 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{\text{desain}} = (1,05) (122,664 \text{ kPa}) = 128,797 \text{ kPa}$$

$$\text{- Allowable working stress (S)} : 12.650 \text{ Psi} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

$$\text{- Joint efficiency} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

$$\text{- Efisiensi sambungan (E)} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} \\ &= \frac{(128,797 \text{ kPa} \times 1,969 \text{ m})}{2 \times (87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - 1,2 \times (128,797 \text{ kPa})} \\ &= 0,001819 \text{ m} = 0,0000462 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 1/8 \text{ in} \dots\dots\dots \text{(Brownell,1959)}$$

$$\text{Maka tebal sheel yang dibutuhkan} = 0,0000462 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal sheel standar yang digunakan} = 1/4 \text{ in} \dots\dots\dots \text{(Brownell,1959)}$$

Daya Pengaduk :

Jenis pengaduk : Flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1999), diperoleh:

$$D_a/D_t = 1/3 \times D_a ; D_a = 0,656 \text{ m}$$

$$E/D_a = 1 \times E = 0,656 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \times W = 0,131 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \times L = 0,164 \text{ m}$$

$$J/Da = 1/12 \times J = 0,164 \text{ m}$$

Dimana:

Dt : Diameter tangki

Da : Diameter impeller

W : Lebar blade pada turbin

L : Panjang blade pada turbin

E : Tinggi turbin dari dasar tangki

J : lebar baffle

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik

Viskositas  $Al_2(SO_4)_3$  30 % =  $3,69 \times 10^{-4}$  lbm/ft.det ...(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

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

$$= 870.498,221$$

$N_{Re} > 10.000$ , maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g_c} \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

$$K_T = 6,3 \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

Sehingga,

$$P = \frac{6,3 \times 1^3 \times (1,969)^5 \times (82,845 \frac{lb}{ft^3})}{32,17 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 480,259 \text{ ft/lbs}$$

$$= 0,873 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,873 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 1,091 \text{ Hp}$$

Maka daya motor yang dipilih 1,5 hp

## 8. Pompa Soda Abu (PU-04)

Fungsi : Memompakan larutan soda abu dari tangki pelarutan soda abu ke clarifier

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa,  $F = 2,761 \text{ kg/jam}$

$$= 0,515 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,0016911 \text{ lb/detik}$$

Densitas,  $\rho = 1.327 \text{ kg/m}^3$  ..... (Perry, 1999)

$$= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 82,845 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu = 3,69 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$  ..... (Perry, 1999)

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{0,0016911 \text{ lb/detik}}{82,845 \text{ lb/ft}^3} = 0,0000204 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, } ID_{\text{opt}} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \text{ ..... (Timmerhaus, 1991)}$$

$$= 3,9(0,0000204)^{0,45} (82,845)^{0,13}$$

$$= 0,054 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$OD = 4,05 \text{ in} = 0,337 \text{ ft}$$

$$ID = 3,625 \text{ in} = 0,302 \text{ m} = 0,179 \text{ ft}$$

$$A = 0,00025 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[ \frac{0,0000204 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,00025 \text{ ft}^2} \right] = 0,082 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= \left[ \frac{82,845 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,179 \text{ ft} \times 0,082 \text{ ft/det}}{3,69 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 328,134$$

NRe < 4100 = aliran laminar

Aliran adalah laminar, maka dari Pers.2.10-7, Geankoplis, 1997, diperoleh

$$f = 16/NRe = 16/328,134 = 0,049$$

- Panjang pipa lurus saluran isap = 50 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,2327 \text{ ft}$$

- 2 buah elbow 90° L/D : 30

$$L = 2 \times 30 \times 0,0179 \text{ ft} = 1,074 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 13

$$L = 0,5 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,116 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 28

$$L = 1 \times 28 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,501 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 51,93 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,015 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 35 ft

$$W_s = 35 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lb}}{\text{ft s}^2}} + 0,003 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 35,015 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= 0,0001077 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{0,0001077}{0,5} = 0,0002153 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{0,0002153}{0,8} = 0,0002691 \text{ Hp}$$

Digunakan daya pompa standar ¼ hp

## 9. Clarifier (CL)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53, Grade B

Laju massa air ( $F_1$ ) = 102.276,594 kg/jam

Laju massa  $Al_2(SO_4)_3$  ( $F_2$ ) = 5,114 kg/jam

Laju massa  $Na_2CO_3$  ( $F_3$ ) = 2,761 kg/jam

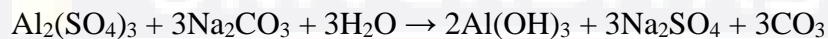
Laju massa total, m = 102.284,469 kg/jam

Densitas  $Al_2(SO_4)_3$  = 1.363 kg/m<sup>3</sup> ..... (Perry, 1999)

Densitas  $Na_2CO_3$  = 1.327 kg/m<sup>3</sup> ..... (Perry, 1999)

Densitas air = 997,080 kg/m<sup>3</sup> ..... (Perry, 1999)

Reaksi koagulasi:



Perhitungan:

Terminal settling velocity menurut Hukum Stokes:

$$U_t = \frac{(\rho_s - \rho)g D_p^2}{18\mu} \quad \text{(Ulrich, 1984)}$$

Dimana:

$\mu_s$  = Kec. Terminal pengendapan (m/s)

$D_p$  = Diameter partikel = 0,002 cm ..... (Perry, 1999)

$\rho_s$  = Densitas partikel campuran pada 30 °C

$\rho$  = Densitas larutan pada 30 °C

$\mu$  = Viskositas larutan pada 30 °C = 0,0345 (gr/cm.s)

$g$  = percepatan gravitasi = 980 cm/cm.s

Kecepatan terminal pengendapan

Densitas larutan,

$$\rho = \frac{102.284,469}{\frac{102.284,469}{997,080} + \frac{5,114}{1.363} + \frac{2,761}{1.327}} = 997,100 \text{ kg/m}^3 = 0,997 \text{ gr/cm}^3 = 62,247 \text{ lbf/ft}^3$$

Densitas partikel,

$$\rho = \frac{(5,114+2,761)}{\frac{5,114}{1.363} + \frac{2,761}{1.327}} = 1.350,156 \text{ kg/m}^3 = 1,350 \text{ gr/cm}^3 = 84,288 \text{ lbf/ft}^3$$

Sehingga,

$$U_t = \frac{(1,350-0,997) \times 980 \times 0,002^2}{18 \times 0,0345} = 0,002 \text{ cm/s}$$

### Ukuran Clarifier

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{E}{\rho} \\ &= \frac{102.284,469 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik}}{997,100 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0284956 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Sehingga :  $Q = 4.10^{-4} \times D^2$  .....(Ulrich, 1984)

Dimana :

Q = laju alir volumetrik umpan, m<sup>3</sup>/detik

D = diameter clarifier, m

Sehingga :

$$D = \left( \frac{Q}{4.10^{-4}} \right)^{1/2} = \left( \frac{0,0284956}{4.10^{-4}} \right)^{1/2} = 8,440 \text{ m} = 27,691 \text{ ft}$$

Tinggi clarifier :

$$H_t = \frac{3D}{2} = \frac{3 \times 8,440}{2} = 12,660 \text{ m} = 41,537 \text{ ft}$$

Waktu Pengendapan

$$t = H_t/U_t = \frac{12,660 \text{ m} \times 100 \text{ cm/m}}{0,002 \text{ cm/s}} = 568.082,571 \text{ detik} = 157,801 \text{ jam}$$

Tebal Dinding Clarifier

Direncanakan digunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 Grade B.

Dari tabel 13.1 hal 251 Brownell & Young, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 12.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8..... (Brownell, 1959)
- Umur alat (A) direncanakan : 10 tahun
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan operasi, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Tekanan hidrostatik, Ph :

$$P_h = \frac{(H_s-1)\rho}{144} = \frac{(41,537-1) \times 62,247}{144} = 17,523 \text{ psi}$$

- Faktor Keamanan : 20 % ..... (Brownell, 1959)

- Tekanan desain,  $P = 1,2 \times (14,7 + 17,523) = 38,668$  Psi

Tebal Dinding Clarifier

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + Cc$$
$$= 0,317 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 0,4 in ..... (Brownell,1959)

Daya Clarifier

$$P = 0,006 D^2 \dots\dots\dots (\text{Ulrich, 1984})$$

Dimana :

$P$  = daya yang dibutuhkan, Hp

Sehingga,

$$P = 0,006 \times (27,691)^2 = 4,601 \text{ Hp}$$

Maka digunakan pompa standar dengan daya 5 Hp

### 10. Pompa Clarifier (PU-05)

Fungsi : Memompakan air dari clarifier ke unit filtrasi

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa,  $F = 102.276,594$  kg/jam

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$
$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08$  kg/m<sup>3</sup> ..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$
$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu = 0,8007$  cp ..... (Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$
$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$



Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{62,716 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,008 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt =  $3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  ..... (Timmerhaus,1991)  
 =  $3,9(1,008)^{0,45} (62,246)^{0,13}$   
 = 6,695 in

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 8,625 in = 0,719 ft

ID = 7,981 in = 0,665 ft

A = 0,345 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir, V =  $\left[ \frac{Q}{A} \right]$   
 =  $\left[ \frac{1,008 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 2,920 \text{ ft/det}$

Bilangan Reynold, Nre =  $\left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$   
 =  $\left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 2,920 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$   
 = 224.554,960

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh  $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$ , diperoleh f = 0,004

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 L = 1 X 13 X 0,319 ft = 4,147 ft
- 3 buah elbow 90° L/D :30  
 L = 3 X 30 X 0,319 ft = 28,71 ft
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27  
 L = 0,5 X 27 X 0,319 ft = 4,306 ft
- 1 buah exit L/D = 55  
 L = 1 X 55 X 0,319 ft = 17,545 ft

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,060 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lb}}{\text{ft s}^2}} + 0,060 \text{ ft lb / lbf} = 30,060 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,060 \times 1,008 \times 62,246}{550} = 3,428 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{3,428}{0,5} = 6,855 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{6,855}{0,8} = 8,569 \text{ Hp}$$

## 11. Tangki Filtrasi (TF)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari clarifier

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Data

Kondisi penyaringan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa, F = 102.276,594 kg/jam

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$  ..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Tangki filter dirancang untuk penampungan ¼ jam operasi.

Direncanakan volume bahan penyaring = 1/3 volume tangka

Ukuran Tangki Filter

$$\text{Volume air, } V_a = \frac{102.276,594 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,25 \text{ jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3} = 25,644 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan 5 \%, volume tangki} = 1,05 \times 25,644 = 26,926 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = 4/3 \times 26,926 \text{ m}^3 = 35,902 \text{ m}^3$$

$$\text{- Volume silinder tangki (Vs)} = \frac{\pi D_i^2 \cdot H_s}{4}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki,  $H_s : D = 3 : 1$

$$V_s = \frac{3\pi D_i^3}{4}$$

$$35,902 \text{ m}^3 = 2,514 (D_i)^3$$

Maka :

$$D_i = 2,480 \text{ m}$$

$$H = 7,439 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi penyaring} = \frac{1}{4} \times 7,439 = 1,860 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi air} = \frac{3}{4} \times 7,439 = 5,579 \text{ m}$$

Perbandingan tinggi tutup tangki dengan diameter dalam adalah 1 : 4

$$\text{Tinggi tutup tangki} = \frac{1}{4} (2,480) = 0,354 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik,

$$\begin{aligned} P_{air} &= \rho \times g \times l \\ &= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 5,579 \text{ m} \\ &= 54.514,629 \text{ Pa} \\ &= 54,515 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{operasi} = 54,515 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 155,840 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{desain} = (1,05) (155,840 \text{ kPa}) = 163,632 \text{ kPa}$$

- Allowable working stress (S) : 12.650 Psi = 87.218,714 kPa

- Joint efficiency : 0,8..... (Brownell,1959)

- Efisiensi sambungan (E) : 0,8 .....(Brownell,1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{SE-0,6P}$$
$$= 0,006 \text{ m}$$
$$= 0,229 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1/4 in .....(Brownell,1959)

Maka tebal sheel yang dibutuhkan = 0,229 in + 1/4 in = 0,479 in

Tebal sheel standar yang digunakan = 1/2 in .....(Brownell,1959)

## 12. Pompa Filtrasi (PU-06)

Fungsi : Memompakan air dari tangki filtrasi ke menara air

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 102.276,594 kg/jam

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$
$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho$  = 997,08 kg/m<sup>3</sup>..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$
$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu$  = 0,8007 cp..... (Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$
$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{62,716 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,008 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt = 3,9(Q)<sup>0,45</sup> ( $\rho$ )<sup>0,13</sup>..... (Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(1,008)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 6,695 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[ \frac{1,008 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 2,920 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 2,920 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 224.554,960$$

$N_{re} > 4100$  = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh  $\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$ , diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D : 30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,060 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbf/ft}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,060 \text{ ft lb / lbf} = 30,060 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,060 \times 1,008 \times 62,246}{550} = 3,428 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{3,428}{0,5} = 6,855 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{6,855}{0,8} = 8,569 \text{ Hp}$$

### 13. Menara Air Pendingin / Water Cooling Tower (WCT)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas dari temperatur 60°C menjadi 25°C

Jenis : Mechanical Draft Cooling Tower

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53 Grade B

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Suhu air masuk menara ( $T_{L2}$ ) = 75°C = 167°F

Suhu air keluar menara ( $T_{L1}$ ) = 25°C = 77°F

Suhu udara ( $T_{G1}$ ) = 30°C = 86°F

Dari gambar 12-14, Perry, 1999, diperoleh suhu bola basah,  $T_w = 70^\circ\text{C}$

Dari kurva kelembaban, diperoleh  $H = 0,0225 \text{ kg uap air/kg udara kering}$

Dari gambar 12-14, Perry, 1999, diperoleh konsentrasi air = 2,0 gal/ft<sup>2</sup>.menit

Densitas air (70°C) = 983,24 kg/m<sup>3</sup>

Laju massa air pendingin = 59.226,569 kg/jam

Laju volumetrik air pendingin = 59.226,569 / 983,24 = 60,236 m<sup>3</sup>/jam

Kapasitas air, Q =  $\frac{(60,236 \text{ m}^3/\text{jam} \times 264,17 \text{ gal/m}^3)}{60 \text{ menit/jam}}$

$$= 265,210 \text{ gal/menit}$$

Faktor keamanan = 20%

Luas menara, A =  $1,2 \times (\text{kapasitas air/konsentrasi air})$   
 $= 1,2 \times (265,210 \text{ gal/menit}) / (2,0 \text{ gal/ft}^2 \cdot \text{menit})$   
 $= 636,503 \text{ ft}^2$

Laju alir air tiap satuan luas (L) =  $\frac{(59.226,569 \frac{\text{kg}}{\text{jam}})(1 \text{ jam})(3,2808 \text{ ft})^2}{(636,503 \text{ ft}^2)(3600 \text{ s})(1 \text{ m}^2)}$   
 $= 0,085 \text{ kg/s.m}^2$

Perbandingan L : G direncanakan = 5 : 6

Sehingga laju alir gas tiap satuan luas (G) =  $0,102 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$

Perhitungan tinggi menara

Maka, dari Persamaan 9.3.8 Geankoplis (1997) menjadi:

$$H_{y1} = (1,005 + 1,88 H)(T_{G1} - 0) + (2.501,4 H)$$

$$= (1,005 + 1,88 \times 0,023)(30 - 0) + 2.501,4 (0,023)$$

$$= 77,576 \text{ kJ/kg} = 77,576 \text{ J/kg}$$

Dari pers. 10.5-2, Geankoplis 1997 :

$$G (H_{y2} - H_{y1}) = L C_L (T_{L2} - T_{L1})$$

Diasumsikan  $c_L$  adalah konstan sehingga didapat harga  $c_L$  sebesar  $4,187 \text{ kJ/kg.K}$

Sehingga didapat harga  $H_{y2}$  adalah sebagai berikut :

$$0,102 (H_{y2} - 77,576) = 0,085 (4,187) (75 - 25)$$

$$H_{y2} = 251,622 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Ketinggian menara, } z = \frac{G}{M.K.G.a} \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\text{Estimasi } kG.a = 1,207 \cdot 10^{-7} \text{ kg.mol/s.m}^3 \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\text{Maka ketinggian menara, } z = \frac{0,102}{29 (1,207 \times 10^{-7})(1,013 \times 10^5)} \times 1,986 = 0,571 \text{ m}$$

Diambil performance menara 90%, maka dari gambar 12-15 Perry, 1999, diperoleh tenaga kipas  $0,03 \text{ hp/ft}^2$ .

$$\text{Daya yang diperlukan} = 0,03 \text{ hp/ft}^2 \times 191,221 \text{ ft}^2 = 5,737 \text{ hp}$$

Digunakan daya standart 6 hp

#### 14. Pompa Menara Air Pendingin (PU-10)

Fungsi : Memompakan air pendingin bekas ke WCT

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa,  $F = 59.226,569 \text{ kg/jam}$

$$= 59.226,569 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$
$$= 36,317 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$  ..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$
$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu = 0,8007 \text{ cp}$  ..... (Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$
$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{36,317 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,637 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, ID}_{\text{opt}} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots \dots \dots (\text{Timmerhaus, 1991})$$
$$= 3,9 (0,637)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$
$$= 5,384 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$$
$$= \left[ \frac{0,637 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,345 \text{ ft}^2} \right] = 1,845 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$$



$$= \left[ \frac{62,246 \frac{lb}{ft^2} \times 0,665 ft \times 1,845 ft/det}{5,381 \times 10^{-4} lb/ft.det} \right]$$

$$= 130.019,518$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh  $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 m}{0,0884 m} = 0,00052$ , diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 ft = 4,147 ft$
- 3 buah elbow 90° L/D : 30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 ft = 28,71 ft$
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 ft = 4,306 ft$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 ft = 17,545 ft$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 ft$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,024 ft lb / lbf$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 36 ft

$$W_s = 36 \times \frac{32,17 \frac{lbm/s^2}{ft s^2}}{32,17 \frac{lbm}{ft s^2}} + 0,024 ft lb / lbf = 36,024 ft lbf/lbm$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{36,024 \times 0,151 \times 62,246}{550} = 1,983 Hp$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{1,983}{0,5} = 3,965 Hp$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{3,965}{0,8} = 4,956 \text{ Hp}$$

### 15. Menara Air (MA)

Fungsi : Menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain, dan sebagian dipakai sebagai air domestik.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Kondisi penyaringan : Temperatur = 30 °C  
Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa, F = 102.276,594 kg/jam

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$  ..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Kebutuhan perancangan = 6 jam

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_a = \frac{102.276,594 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 6 \text{ jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 615,457 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 615,457 \text{ m}^3$$

$$= 738,548 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 5 : 6

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

$$738,548 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left( \frac{6}{5} D \right)$$

$$738,548 \text{ m}^3 = \frac{3}{10} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 9,221 \text{ m}$$

$$H = 11,065 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 9,221 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

$$\begin{aligned} \text{Phid} &= \rho \times g \times l \\ &= 997,080 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 9,221 \text{ m} \\ &= 90.101,502 \text{ Pa} = 90,102 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Poperasi} = 90,102 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 191,427 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{\text{desain}} = (1,05) (191,427 \text{ kPa}) = 200,998 \text{ kPa}$$

$$\text{- Allowable working stress (S)} : 12.650 \text{ Psi} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

$$\text{- Joint efficiency} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

$$\text{- Efisiensi sambungan (E)} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} \\ &= \frac{(200,998 \text{ kPa} \times 9,221 \text{ m})}{2 \times (87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - 1,2 \times (200,998 \text{ kPa})} \\ &= 0,013 \text{ m} = 0,524 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 3/4 \text{ in .....(Brownell,1959)}$$

$$\text{Maka tebal sheel yang dibutuhkan} = 0,524 \text{ in} + 3/4 \text{ in} = 1,274 \text{ in}$$

$$\text{Tebal sheel standar yang digunakan} = 1 \frac{1}{2} \text{ in .....(Brownell,1959)}$$

## 16. Pompa Menara Air (PU-07)

Fungsi : Memompakan air dari menara air ke unit-unit yang lain.

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa,  $F = 102.276,594 \text{ kg/jam}$

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$  ..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu = 0,8007 \text{ cp}$  ..... (Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{62,716 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,008 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum,  $ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  ..... (Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(1,008)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 6,695 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$OD = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$ID = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

Kecepatan laju alir,  $V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$

$$= \left[ \frac{1,008 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 2,920 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold,  $N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$

$$= \left[ \frac{62,246 \frac{lb}{ft^2} \times 0,6651 ft \times 2,920 ft/det}{5,381 \times 10^{-4} lb/ft.det} \right]$$

$$= 224.554,960$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh  $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 m}{0,0884 m} = 0,00052$ , diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 ft = 4,147 ft$
- 3 buah elbow 90° L/D :30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 ft = 28,71 ft$
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 ft = 4,306 ft$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 ft = 17,545 ft$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 ft$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,060 ft lb / lbf$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \frac{lbm/s^2}{ft}}{32,17 \frac{lbm/s^2}{ft}} + 0,060 ft lb / lbf = 30,060 ft lbf/lbm$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,060 \times 1,008 \times 62,246}{550} = 3,428 Hp$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{3,428}{0,5} = 6,855 Hp$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{6,855}{0,8} = 8,569 \text{ Hp}$$

### 17. Penukar Kation (Cation Exchanger) / CE

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa, F = 102.276,594 kg/jam

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho$  = 997,08 kg/m<sup>3</sup> ..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{62,716 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,008 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor keamanan = 20 %

Ukuran Cation Exchanger

Dari Tabel 12.4, The Nalco Water Handbook, diperoleh:

Ukuran Cation Exchanger

- Diameter penukar kation = 1 ft = 0,305 m

- Luas penampang penukar kation = 0,78544 ft<sup>2</sup>

- Tinggi resin dalam cation exchanger = 2,5 ft

- Tinggi silinder = 1,2 × 2,5 ft = 3 ft = 0,914 m

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 2 : 1

Maka: H = ½ D = ½ (0,305) = 0,1525 m

Sehingga tinggi cation exchanger = 0,914 + 0,1525 = 1,066 m = 3,497 ft

Diameter tutup = diameter tangki = 0,305 m

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal Dinding tangki cation exchanger:

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$
$$= \frac{(17,64 \text{ Psi} \times 1 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft})}{2 \times (18.750 \text{ Psi} \times 0,8) - 1,2 \times (17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,132 \text{ in}$$

### 18. Tangki Pelarutan Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) (TP – 03)

Fungsi : Tempat membuat larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50 %.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53 grade B.

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang digunakan memiliki konsentrasi 50 % (% berat)

- Densitas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (ρ) = 1387 kg/m<sup>3</sup> = 85,587 lbm/ft<sup>3</sup>.....(Perry, 1999)

- Laju alir massa H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 1,097 kg/hari

- Kebutuhan perancangan = 30 hari

- Faktor keamanan = 20%

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_l = \frac{1,097 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1.327 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,139 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 1,139 \text{ m}^3$$

$$= 1,367 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki,  $D : H = 4 : 3$

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

$$1,367 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{4} D\right)$$

$$1,367 \text{ m}^3 = \frac{3}{16} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 1,324 \text{ m}$$

$$H = 0,993 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} = 0,993 \text{ m}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik,  $P_0$  : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain,  $P = 1,2 \times 14,7 = 17,64$  Psi

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + CA$$

$$= \frac{(17,64 \text{ Psi} \times 4,345 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft})}{2 \times (18.750 \text{ Psi} \times 0,8) - 1,2 \times (17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$



$$= 0,132 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in ..... (Brownell,1959)

Daya Pengaduk :

Dt/Di = 3, Baffle = 4 .....(Brownell, 1959)

Kecepatan Pengadukan, N = 1 rps

Viskositas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50 % = 3,4924 x 10<sup>-4</sup> lbm/ft.det .....(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu}$$
$$= 1.064.700,076$$

Dari gambar 3.3-4 (Geankoplis, 1997) untuk NRe = 1.064.700,076 diperoleh Np= 0,8.

Sehingga :

$$P = \frac{N_p \cdot N^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho}{g_c} \dots\dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$
$$= 13,555 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{13,555 \text{ hp}}{0,8}$$
$$= 16,944 \text{ Hp}$$

#### 19. Tangki Pelarutan NaOH (TP – 04)

Fungsi : Tempat membuat larutan NaOH 10 %

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283, grade C

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa NaOH = 6,329 kg/hari

Waktu regenerasi = 24 jam

NaOH yang dipakai berupa larutan 10% (% berat)

Densitas larutan NaOH 10% = 1.518 kg/m<sup>3</sup> = 94,765 lbm/ft<sup>3</sup>.....(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Faktor keamanan = 20%

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{6,329 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{1.518 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 3,002 \text{ m}^3$$

Volume tangki,  $V_t$

$$= 1,2 \times 3,002 \text{ m}^3$$

$$= 3,602 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki,  $D : H = 2 : 3$

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

$$3,602 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$3,602 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 1,452 \text{ m}$$

$$H = 2,178 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}}$$

$$= 2,178 \text{ m}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik,  $P_0$  : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain,  $P = 1,2 \times 14,7 = 17,64$  Psi

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$

$$= \frac{(17,64 \text{ Psi} \times 4,763 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft})}{2 \times (18.750 \text{ Psi} \times 0,8) - 1,2 \times (17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,132 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in..... (Brownell,1959)

Daya Pengaduk :

Dt/Di = 3, Baffle = 4 .....(Brownell, 1959)

Kecepatan Pengadukan, N = 1 rps

Viskositas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50 % = 3,4924 x 10<sup>-4</sup> lbm/ft.det .....(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho.N.Di^2}{\mu}$$

$$= 676.466,456$$

Dari gambar 3.3-4 (Geankoplis, 1997) untuk NRe = 676.466,456 diperoleh Np= 0,8.

Sehingga :

$$P = \frac{N_p.N^3.Da^5.\rho}{g_c} \dots\dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= 0,934 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,934 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 1,167 \text{ Hp}$$

## 20. Pompa Cation Exchanger (PU-08)

Fungsi : Memompa air dari cation exchanger ke anion exchanger.

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 102.276,594 kg/jam

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas air, } \rho &= 997,08 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots (\text{Perry, 1999}) \\ &= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right] \\ &= 62,246 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas air, } \mu &= 0,8007 \text{ cp} \dots\dots\dots (\text{Perry, 1999}) \\ &= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right] \\ &= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det} \end{aligned}$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{62,716 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,008 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum, IDopt} &= 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (\text{Timmerhaus,1991}) \\ &= 3,9(1,008)^{0,45} (62,246)^{0,13} \\ &= 6,695 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan laju alir, } V &= \left[ \frac{Q}{A} \right] \\ &= \left[ \frac{1,008 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,345 \text{ ft}^2} \right] = 2,920 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, Nre} &= \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right] \\ &= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,665 \text{ ft} \times 2,920 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right] \\ &= 224.554,960 \end{aligned}$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh  $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$ , diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$$

- 3 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27

$$L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 55

$$L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times g_c \times D}$$

$$= 0,060 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lb}}{\text{ft s}^2}} + 0,060 \text{ ft lb / lbf} = 30,060 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} = \frac{30,060 \times 1,008 \times 62,246}{550} = 3,428 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{3,428}{0,5} = 6,855 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{6,855}{0,8} = 8,569 \text{ Hp}$$

## 21. Penukar Anion (Anion Exchanger) / AE

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Kondisi penyimpanan :

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa,  $F = 102.276,594 \text{ kg/jam}$

$$= 102.276,594 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 62,716 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$  ..... (Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{62,716 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,008 \text{ ft}^3/\text{det}$

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor keamanan = 20 %

Ukuran Anion Exchanger

Dari Tabel 12.4, The Nalco Water Handbook, diperoleh:

Ukuran Anion Exchanger

- Diameter penukar anion = 2 ft = 0,6096 m
- Luas penampang penukar anion = 3,14 ft<sup>2</sup>
- Tinggi resin dalam anion exchanger = 2,5 ft
- Tinggi silinder = 1,2 × 2,5 ft = 3 ft = 0,914 m

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki,  $D : H = 2 : 1$

Maka:  $H = \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (0,305) = 0,1525 \text{ m}$

Sehingga tinggi anion exchanger = 0,914 + 0,6096 = 1,5236 m

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik,  $P_0$  : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain,  $P$  = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal Dinding tangki anion exchanger:

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$

$$= \frac{(17,64 \text{ Psi} \times 2 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft})}{2 \times (18.750 \text{ Psi} \times 0,8) - 1,2 \times (17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,139 \text{ in}$$

## 22. Tangki Kaporit (TP – 05)

Fungsi : Tempat membuat larutan tangki Kaporit

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283, grade C

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa kaporit = 0,005 kg/jam

Waktu regenerasi = 24 jam

(Ca(ClO)<sub>2</sub>) yang dipakai berupa larutan 50% (% berat)

Densitas kaporit (Ca(ClO)<sub>2</sub>) = 1.272 kg/m<sup>3</sup> = 79,411 lbm/ft<sup>3</sup>..... (Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Faktor keamanan = 20%

Ukuran Tangki

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{0,005 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1272 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,005 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 0,005 \text{ m}^3$$

$$= 0,006 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 2 : 3

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

$$0,006 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$0,006 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 0,176 \text{ m}$$

$$H = 0,265 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 0,265 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA \\ &= \frac{(17,64 \text{ Psi} \times 0,579 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft})}{2 \times (18.750 \text{ Psi} \times 0,8) - 1,2 \times (17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,129 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in ..... (Brownell,1959)

### 23. Deaerator ( DE )

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53, Grade B

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 90°C

Tekanan = 1 atm



Kebutuhan Perancangan : 24 jam

Laju alir massa (F) = 2.298,981 kg/jam

Densitas campuran ( $\rho$ ) = 995,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,141 lbm/ft<sup>3</sup>

Faktor keamanan = 20 %

Perhitungan Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_1 &= \frac{2.298,981 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 1 \text{ hari}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 110,830 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times 110,830 \text{ m}^3 \\ &= 132,996 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 2 : 3

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\ 132,996 \text{ m}^3 &= \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right) \\ 132,996 \text{ m}^3 &= \frac{3}{8} \pi D^3 \end{aligned}$$

Maka:

$$D = 4,834 \text{ m}$$

$$H = 3,625 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 7,251 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$
$$= \frac{(17,64 \text{ Psi} \times 15,860 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft})}{2 \times (18.750 \text{ Psi} \times 0,8) - 1,2 \times (17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,237 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1/4 in..... (Brownell,1959)

#### 24. Pompa Deaerator (PU-09)

Fungsi : Untuk memompakan air dari deaerator ke ketel uap

Jenis : Centrifugal pump

Bahan Konstruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

- Temperatur = 30 °C

- Tekanan = 1 atm

Densitas air ( $\rho$ ) = 995,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,158 lbm/ft<sup>3</sup>.....(Perry, 1999)

Viskositas air ( $\mu$ ) = 0,8007 cP = 0,000538 lbm/ft.s..... (Kirk Othmer,1967)

Laju alir massa (F) = 2.298,981 kg/jam = 1,410 lb/s

Laju alir volume,  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{1,410 \text{ lb/detik}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} = 0,023 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, IDopt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (\text{Timmerhaus,1991})$$
$$= 3,9(0,023)^{0,45} (62,158)^{0,13}$$
$$= 1,214 \text{ in}$$

Ukuran Spesifikasi Pipa

Dari Appendix A.5 Geankoplis, 1997, dipilih pipa commercial steel dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran pipa nominal = 3 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 4,026 in = 0,1023 m = 0,336 ft

$$\text{Diameter Luar (OD)} = 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m} = 0,375 \text{ ft}$$

$$\text{Luas Penampang dalam (At)} = 0,008219 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan laju alir, V} &= \left[ \frac{Q}{A} \right] \\ &= \left[ \frac{0,023 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,008219 \text{ ft}^2} \right] = 0,257 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, Nre} &= \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right] \\ &= 9.448,507 \end{aligned}$$

Karena  $NRe < 4100$ , maka aliran laminar

Aliran adalah laminar, maka dari Pers.2.10-7, Geankoplis, 1997, diperoleh

$$f = 16/NRe = 16/9.448,507 = 0,002$$

Sistem perpipaan

- Panjang pipa lurus saluran isap = 50 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,2327 \text{ ft}$$

- 2 buah elbow 90° L/D : 30

$$L = 2 \times 30 \times 0,0179 \text{ ft} = 1,074 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ; L/D = 13

$$L = 0,5 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,116 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 28

$$L = 1 \times 28 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,501 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 51,93 \text{ ft}$$

Faktor gesekan ,

$$\begin{aligned} F &= \frac{f \cdot v^2 \cdot \Sigma L}{2 g_c D} \\ &= 0,0002677 \text{ ft lbf / lbm} \end{aligned}$$

Kerja Pompa :

Dari persamaan Bernoulli:

$$\text{Tinggi Pemompaan} = 15 \text{ ft}$$

$$\text{Static head} = 15 \text{ ft lbf/lbm}$$

Maka:

Maka,  $W = 15 + 0,0002677 = 15,0002677 \text{ ft.lbf/lbm}$

Daya Pompa

$$P = W Q \rho$$

$$= 21,146 \text{ ft. lbf/s}$$

Efisiensi pompa 80% :

$$P = \frac{21,146}{550 \times 0,8}$$

$$P = 0,048$$

Digunakan pompa dengan daya standar 0,2 Hp

## 25. Ketel Uap ( KU )

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Water tube boiler

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Data :

Uap jenuh: suhu  $180^{\circ}\text{C}$  tekanan  $1002,7 \text{ kPa} = 145,429 \text{ Psi}$

Kalor laten steam (H) =  $763,1 \text{ kJ/kg} = 328,074 \text{ Btu/lbm}$  ..... (Smith, dkk.,1987)

Kebutuhan uap =  $2.298,981 \text{ kg/jam} = 5.069,253 \text{ lbm/jam}$

Menghitung Daya Ketel Uap:

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H}$$

Dimana:

P = Daya boiler, hp

W = Kebutuhan uap, lbm/jam

H = Kalor laten steam, Btu/lbm

Maka,

$$P = \frac{5.069,253 \times 328,074}{34,5 \times 970,3}$$

$$= 49,681 \text{ hp}$$

Menghitung Jumlah Tube

Dari ASTM Boiler Code, permukaan bidang pemanas =  $10 \text{ ft}^2/\text{hp}$

Luas permukaan perpindahan panas, A =  $P \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp}$

$$= 49,681 \text{ hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp}$$
$$= 496,810 \text{ ft}^2$$

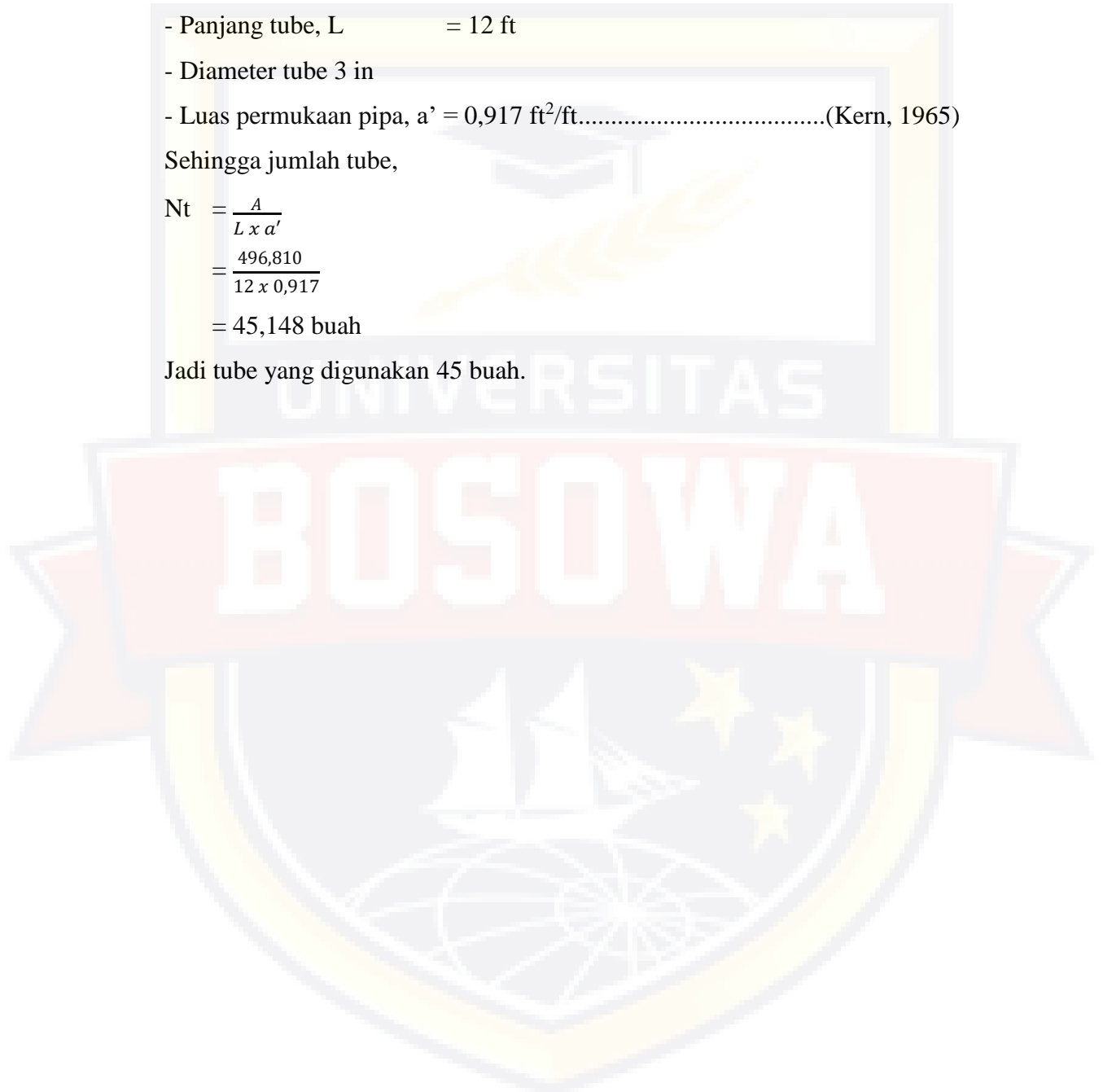
Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi:

- Panjang tube, L = 12 ft
- Diameter tube 3 in
- Luas permukaan pipa,  $a' = 0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}$ .....(Kern, 1965)

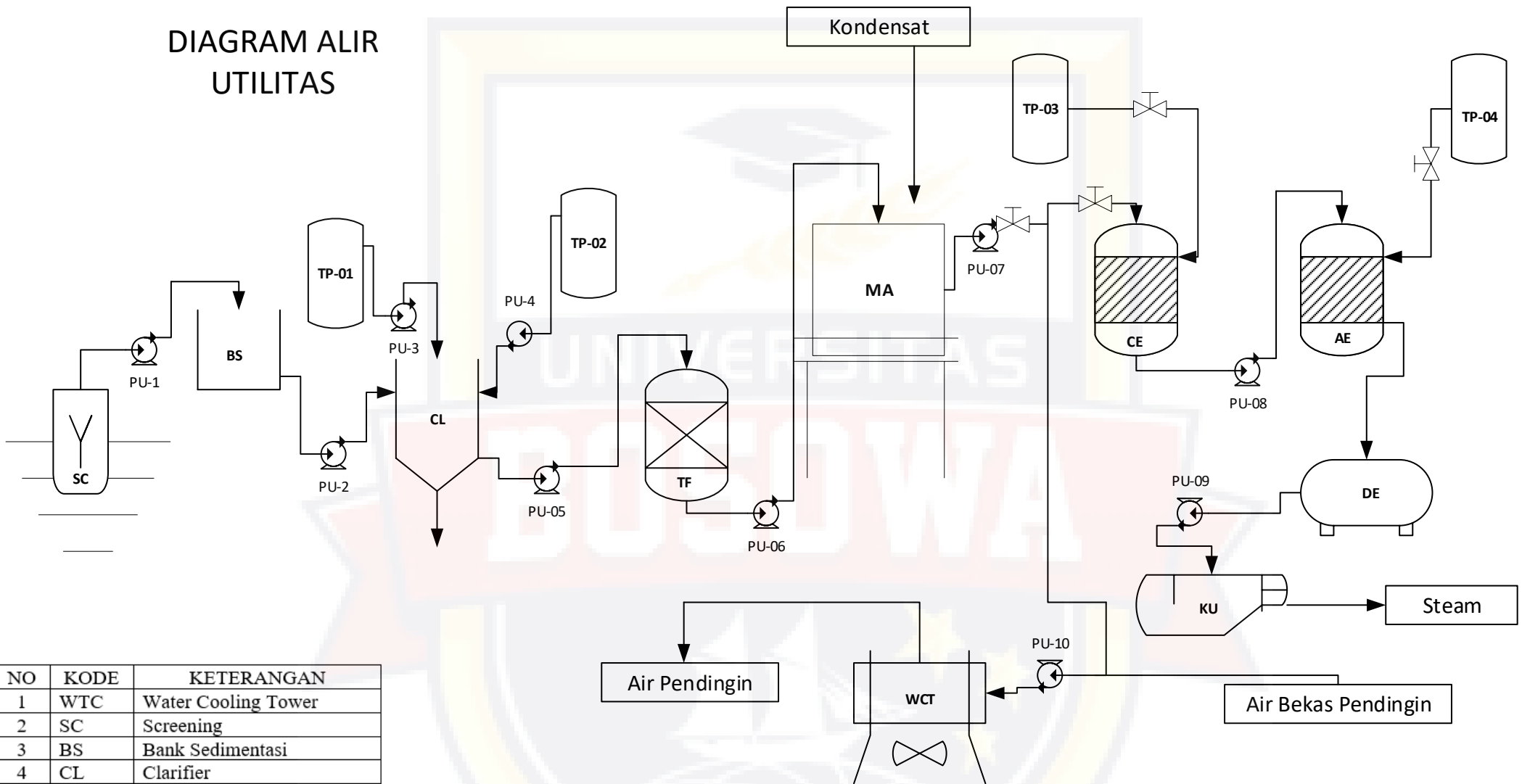
Sehingga jumlah tube,

$$N_t = \frac{A}{L \times a'}$$
$$= \frac{496,810}{12 \times 0,917}$$
$$= 45,148 \text{ buah}$$

Jadi tube yang digunakan 45 buah.



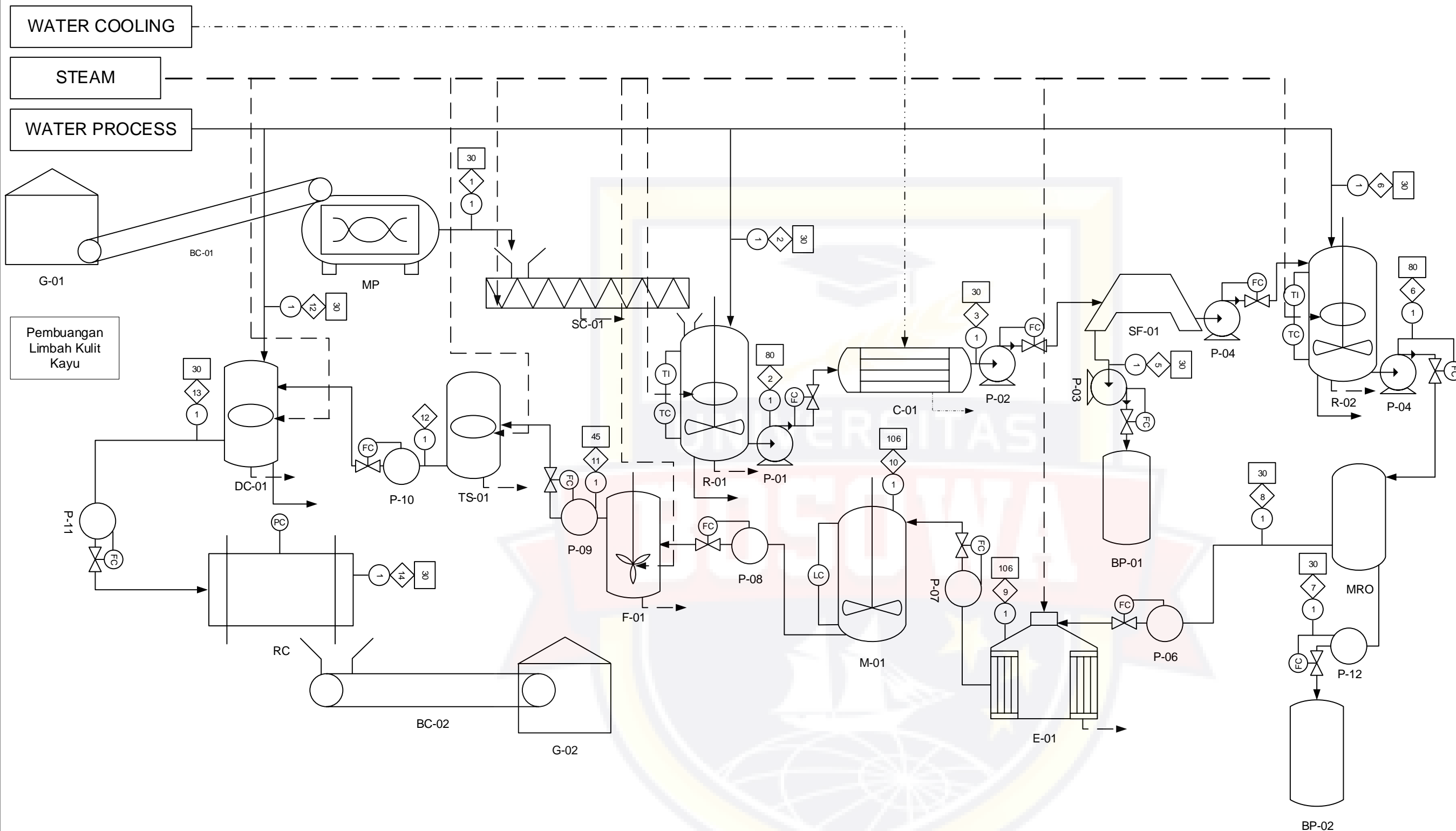
# DIAGRAM ALIR UTILITAS



NO	KODE	KETERANGAN
1	WTC	Water Cooling Tower
2	SC	Screening
3	BS	Bank Sedimentasi
4	CL	Clarifier
5	TF	Tangki Filtrasi
6	MA	Menara Air
7	CE	Cation Exchanger
8	AE	Anion Exchanger
9	DE	Daerator
10	KU	Katel Up
11	TP-01	Tangki Alum
12	TP-02	Tangki Natrium Bikarbonat
13	TP-03	Tangki Asam Sulfat
14	TP-04	Tangki NaOH
15	TP-05	Tangki Kaporit
16	PU	Pompa

	Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa 2022
	Disusun Oleh: <b>A.Nadrah Umar</b>
	Dosen Pembimbing: <b>Hermawati,S.Si,M.Eng</b> <b>Dr.A.Zulfikar Syaiful,S.T,M.T</b>

# PRARANCANGAN PABRIK PEMBUATAN KALSIMUM LAKTAT DARI UBI KAYU DENGAN KAPASITAS 7.000 TON/TAHUN



NO	KODE	NAMA ALAT
1	G-01	Gudang penyimpanan bahan baku
2	BC-(01-02)	Belt conveyer
3	MP	Mesin penghancur
4	SC-01	Screw conveyer
5	R-01	Reactor hidrolisa
6	R-02	Reactor neutralizer
7	C-01	Cooler
8	SF-01	Sentrifugal
9	BP-01	Bak penampung 01
10	BP-02	Bak penampung NaCl
11	MRO	Membrane reverse osmosis
12	E-01	Evaporator
13	M-01	Mixer
14	F-01	Fermentor
15	TS-01	Tangki sterilisasi
16	DC-01	Decanter
17	RC	Rotary cooler

No	KODE	NAMA ALAT
1	LC	Level Controller
2	FC	Flow Controller
3	TC	Temperature Controller
4	TI	Temperature Indicator
5	PC	Pressure Controller

	Tekanan
	Nomor Arus Massa
	Temperature

Komponen	Alur 1 Kg/Jam	Alur 2 Kg/jam	Alur 3 Kg/jam	Alur 4 Kg/jam	Alur 5 Kg/jam	Alur 6 Kg/jam	Alur 7 Kg/jam	Alur 8 Kg/jam	Alur 9 Kg/jam	Alur 10 Kg/jam	Alur 11 Kg/jam	Alur 12 Kg/jam	Alur 13 Kg/jam	Alur 14 Kg/jam	Alur 15 Kg/jam	Alur 16 Kg/jam
Karbohidrat	922,77	-	138,431	138,431	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Protein	31,911	-	31,911	31,911	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Lemak	7,978	-	7,978	7,978	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Abu	34,571	-	34,571	34,571	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Air	1.662,05	9.715,32	11.290,23	1.129,02	10.161,20	25.509,98	36.132,25	1.083,97	-	1.083,86	0,108	3.888,91	3.889,01	-	3.889,01	836,921
HCl	-	1.049,34	1.049,34	104,934	944,404	-	9,456	0,283	9,172	0,283	-	-	-	-	-	-
Glukosa	-	-	871,488	87,149	784,339	-	784,339	784,339	35.048,28	-	784,339	-	784,339	-	7,843	-
NaOH	-	-	-	-	-	1.024,60	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NaCl	-	-	-	-	-	-	1498,478	-	1.498,48	-	-	-	-	-	-	-
CaCO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	552,893	552,893	-	121,513	-	-
Serbuk Susu	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	19,608	19,608	-	19,608	-	-
(NH <sub>4</sub> )HPO <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13,072	13,072	-	13,072	-	-
H <sub>2</sub> CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	267,468	-
Ca-Laktat	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	940,408	-
Bakteri Biakan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	262,946	262,946	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	351,159
<b>Total</b>	<b>2659,28</b>	<b>10764,662</b>	<b>13423,943</b>	<b>1533,997</b>	<b>11889,946</b>	<b>26534,579</b>	<b>38424,525</b>	<b>1868,59</b>	<b>36555,934</b>	<b>1084,143</b>	<b>784,447</b>	<b>4474,479</b>	<b>5258,926</b>	<b>262,946</b>	<b>5521,872</b>	<b>1188,08</b>

Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknik  
Universitas Bosowa  
2022

Disusun Oleh:  
**A.Nadrah Umar**

Dosen Pembimbing:  
**Hermawati,S.Si,M.Eng**  
**Dr.A.Zulfikar Syaiful,S.T,M.T**