

**PRA RANCANGAN PABRIK  
PEMBUATAN SELULOSA ASETAT DARI  
KULIT BUAH KAKAO  
DENGAN KAPASITAS 9.500 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

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



Disusun Oleh :

**Wasti Nancy Rante Rombe**

**4518044008**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK**

**UNIVERSITAS BOSOWA**

**MAKASSAR**

**2023**

**HALAMAN PERSETUJUAN**


**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN SELULOSA ASETAT DARI  
KULIT BUAH KAKAO DENGAN KAPASITAS 9.500 TON/TAHUN**

Disusun oleh :

**Wasti Nancy Rante Rombe (4518044008)**

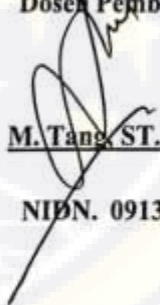
Telah disetujui oleh :

**Dosen Pembimbing I**

  
**Dr. Ir. A. Zulfikar Syaiful, M.T**

**NIDN. 0918026902**

**Dosen Pembimbing II**

  
**M. Tang, ST., M. Pkim**

**NIDN. 0913027503**

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RANCANGAN PABRIK SELULOSA ASETAT DARI  
KULIT BUAH KAKAO DENGAN KAPASITAS 9.500  
TON/TAHUN**

Disusun oleh :

**Wasti Nancy Rante Rombe**

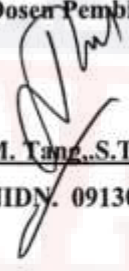
Telah dipertahankan didepan Dewan Penguji

Pada Tanggal 08 Maret 2023 dan telah dinyatakan telah memenuhi syarat.

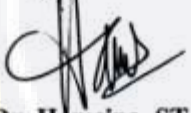
Dosen Pembimbing I

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

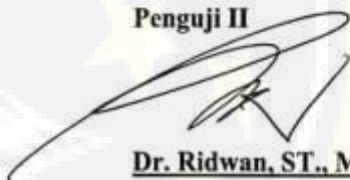
Dosen Pembimbing II

  
M. Tang, S.T., M.Pkim  
NIDN. 09130275

Penguji I

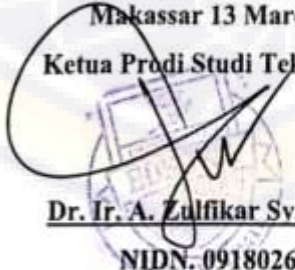
  
Dr. Hamsina, ST., M.Si  
NIDN. 0924067601

Penguji II

  
Dr. Ridwan, ST., M.Si  
NIDN. 0910127101

Makassar 13 Maret 2023

Ketua Prodi Studi Teknik Kimia

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

SURAT PERNYATAAN  
KEASLIAN DAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR

Yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Wasti Nancy Rante Rombe  
Nomor Induk Mahasiswa : 4518044008  
Program Studi : Teknik Kimia  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Selulosa Asetat dari Kulit Buah Kakao dengan Kapasitas 9.500 Ton/Tahun.

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa :

1. Tugas yang saya tulis ini merupakan hasil karya saya sendiri dan sepanjang sepengetahuan saya tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan orang lain, kecuali secara tertulis diatur dalam naskah dan disebut diacu dalam naskah dan disebut dalam pustaka.
2. Demi pengembangan ilmu pengetahuan, saya tidak keberatan apabila Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar menyimpan, mengalihkan/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 sebagai mestinya.

Makassar, 29 maret 2023



Wasti Nancy Rante Rombe

4518044008

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan karuniaNya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul “Prarancangan pabrik Pembuatan Selulosa Asetat dari Kulit Buah Kakao dengan kapasitas 9.500 ton/tahun”. Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk menyelesaikan program studi S1 pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar. Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih atas segala bantuan baik berupa bimbingan, dorongan, serta semangat dari banyak pihak. Oleh karena itu penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Prof, Dr. Ir. Batara Surya, S.T., M.Si. selaku rektor Universitas Bosowa.
2. Bapak Dr. H. Nasrullah, S.T., M.T., IAI. selaku Dekan Teknik Universitas Bosowa, Sulawesi Selatan.
3. Bapak Dr. Ir. A. Zulfikar Syaiful, S.T.,M.T. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Universitas Bosowa, Sulawesi Selatan juga selaku dosen pembimbing I.
4. Bapak M.Tang, S.,M.Pkim selaku dosen pembimbing II
5. Dosen jurusan Teknik Kimia, Universitas Bosowa, Sulawesi Selatan.
6. Ibu Dr. Hamsina, S.T., M.Si, dan Bapak Dr. Ridwan, S.T., M.Si Selaku dosen penguji.
7. Teristimewa, Orang Tua dan saudara saya yang tak pernah lelah memberikan doa, semangat dan motivasi.
8. Teman-teman seperjuangan Buah Naga, INFO Universitas Bosowa Makassar, serta teman-teman CG yang selalu mendukung dalam doa.

Akhirnya dengan segala keterbatasan yang ada, penyusun berharap hasil penelitian ini dapat bermanfaat dan digunakan sebagaimana mestinya.

Makassar, 28 Februari 2023

Penyusun



## DAFTAR ISI

<b>SAMPUL</b> .....	<b>i</b>
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	<b>iii</b>
<b>SURAT PERNYATAAN</b> .....	<b>iv</b>
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	<b>v</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>vi</b>
<b>ABSTRAK</b> .....	<b>viii</b>
<b>BAB I. PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
1.1 Latar belakang .....	1
1.2 Penentuan kapasitas Pabrik .....	2
1.3 Penentuan lokasi pabrik .....	4
1.4 Tinjauan pustaka .....	5
<b>BAB II URAIAN PROSES</b> .....	<b>10</b>
2.1 Uraian Proses .....	10
2.2 Diagram alir .....	14
<b>BAB III SPESIFIKASI BAHAN</b> .....	<b>15</b>
3.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	15
3.2 Spesifikasi Bahan Penunjang .....	16
3.3 Spesifikasi Produk.....	18
<b>BAB IV. NERACA MASSA</b> .....	<b>19</b>
4.1 Tangki Ekstraksi (T-103) .....	19
4.2 Rotary Washer I (RW-101).....	20
4.3 Tangki Bleaching (T-104).....	20
4.4 Rotary Washer II (RW-102).....	20
4.5 Rotary Dryer I (RD-101).....	21
4.6 Tangki Aktivasi (R-25) .....	21
4.7 Reaktor Asetilasi (R-201) .....	21
4.8 Reaktor Hidrolisa (R-202).....	22
4.9 Centrifuge (CF – 101) .....	22
4.10 Rotary Dryer II (RD - 201) .....	22
<b>BAB V. NERACA PANAS</b> .....	<b>23</b>
5.1 Tangki Ekstraksi (T-103) .....	23
5.2 Rotary Washer I (RW-101) .....	23
5.3 Tangki Bleaching (T-104).....	23
5.4 Rotary Washer II (RW-102).....	24
5.5 Rotary Dryer I (RD-101).....	24
5.6 Tangki Aktivasi (T-205) .....	24
5.7 Reaktor Asetilasi (R-201) .....	24
5.8 Reaktor Hidrolisis (R-202).....	25
5.9 Cooler (HE-201).....	25
5.10 Rotary Dryer II (RD-201) .....	25
5.11 Blow Box (BB-101) .....	25
<b>BAB VI. SPESIFIKASI PERALATAN</b> .....	<b>26</b>
<b>BAB VII UTILITAS</b> .....	<b>41</b>
7.1 Kebutuhan Uap (Steam).....	41
7.2 Kebutuhan Air .....	42
7.3 Kebutuhan Listrik.....	50

7.4 Kebutuhan Bahan Bakar .....	51
7.5 Unit Pengolahan Limbah.....	52
7.6 Spesifikasi Alat Utilitas .....	54
<b>BAB VIII. LAYOUT PABRIK DAN LOKASI PROSES .....</b>	<b>60</b>
8.1 Lokasi Pabrik .....	60
8.2 Tata letak Pabrik .....	62
8.3 Perincian Luas Tanah .....	64
<b>BAB IX. ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>65</b>
9.1 Bentuk Hukum Badan Usaha .....	65
9.2 Manajemen Perusahaan.....	66
9.3 Organisasi Perusahaan .....	67
9.4 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung jawab.....	67
9.5 Sistem Kerja .....	69
9.6 Jumlah Karyawan dan Tingkat Pendidikan.....	71
9.7 Sistem Penggajian .....	73
9.8 Fasilitas Tenaga Kerja.....	74
<b>BAB X. EVALUASI EKONOMI.....</b>	<b>76</b>
<b>BAB XI. KESIMPULAN.....</b>	<b>81</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>82</b>
<b>LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA.....</b>	<b>84</b>
<b>LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS.....</b>	<b>104</b>
<b>LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN.....</b>	<b>132</b>
<b>LAMPIRAN D PERHITUNGAN UTILITAS.....</b>	<b>205</b>
<b>LAMPIRAN E PERHITUNGAN EVALUASI EKONOMI .....</b>	<b>229</b>

## ABSTRAK

Prarancangan pabrik pembuatan selulosa asetat ini direncanakan berproduksi dengan kapasitas 9.500 ton/tahun. Proses yang digunakan dalam pembuatan adalah Solvent Process. Pada proses ini dihasilkan Selulosa Asetat dengan tingkat kemurnian 96%. Pabrik direncanakan dibangun diatas lahan 20.605 m<sup>2</sup> di daerah KIPA (Kawasan Industri Palopo) Kec. Telluwanua, Kota Palopo, Sulawesi Selatan.

Uraian proses yang berlangsung pada proses pembuatan selulosa asetat dengan menggunakan proses *solvent process* yaitu kulit buah kakao yang telah dicacah dibawa ketahap ekstraksi. Pada proses ekstraksi ditambahkan larutan NaOH bertujuan untuk melarutkan lignin didalam kulit buah kakao. *Pulp* hasil ekstraksi dialirkan kedalam *Rotary Washer I* untuk dicuci. Selanjutnya dialirkan menuju tangki *bleaching* untuk menghilangkan lignin yang tersisa dari proses ekstraksi, dan ditambahkan larutan NaOCl. Lalu *pulp* dialirkan menuju *Rotary Washer II* untuk dicuci dari NaOCl. Setelah itu dikeringkan menggunakan *Rotary Dryer* dan *pulp* dibawa ke tangki Pencampur untuk aktivasi *pulp* menggunakan asam asetat glasial. *Pulp* yang telah diaktivasi dibawa menuju reaktor asetilasi dan ditambahkan reaktan asetat anhidrid. Juga selanjutnya ditambahkan katalis asam sulfat. Produk asetilasi dihidrolisis dalam tangki hidrolizer, unit hidrolisis bertujuan untuk mematangkan selulosa triasetat menjadi selulosa asetat. Setelah itu alirkan menuju *cooler* untuk diturunkan suhunya, dan dialirkan menuju *centrifuge* untuk memisahkan padatan selulosa asetat dari fase cairnya dan dimasukkan ke *Rotary Dryer II* sebelum dialirkan menuju *blow box* untuk diturunkan suhunya. Produk dari *blow box* dibawa dengan menggunakan *bucket elevator* menuju Gudang penyimpanan.

Dari hasil utilitas yang didapatkan total kebutuhan listrik yaitu 152 kW, total steam yang dibutuhkan 2.105,472 kg/jam, kebutuhan bahan bakar yaitu 116,682 ltr/jam dan total kebutuhan air yang diperlukan 151.248,068 kg/jam.

Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik ini membutuhkan biaya produksi sebesar Rp 847.928.793.362,- dengan total penjualan sebesar Rp 1.108.887.500 Analisis ekonomi pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 260.958.706.637 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 52.191.741.327 . Presentase ROI sebelum pajak sebesar 30,27% , dan ROI setelah pajak sebesar 24,21%. Nilai POT sebelum pajak adalah 2,29 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,74 tahun. BEP sebesar 52,53 % dan SDP sebesar 20,48% kapasitas produksi. DCF sebesar 26,07%. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut, maka pabrik pembuatan selulosa asetat ini layak untuk dilanjutkan ketahap rancangan.

**Kata Kunci : Kulit Kakao, Selulosa Asetat , Asetat Anhidrid**



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Selulosa asetat merupakan ester asam organik dari selulosa yang telah lama dikenal di dunia. Produksi selulosa asetat adalah yang terbesar dari semua turunan selulosa asetat. Selulosa asetat pertama kali dikenalkan oleh Schutzenberger pada tahun 1865. Pada 1879, Franchimont melaporkan penggunaan asam sulfat sebagai katalis untuk asetilasi, dimana katalis ini masih sangat biasa untuk digunakan untuk produksi selulosa asetat secara komersial.

Selulosa asetat adalah salah satu jenis polimer yang banyak digunakan dalam berbagai industri terutama industri serat dan plastik. Selulosa asetat banyak digunakan untuk berbagai macam hal, seperti bahan untuk pembuatan benang tenunan dalam industri tekstil, sebagai filter pada rokok, bahan untuk lembaran-lembaran plastik, film, cat dan juga bahan isian membran filtrasi. Oleh karena itu selulosa asetat merupakan bahan industri yang cukup penting peranannya.

Di Indonesia, selulosa asetat masih harus diimpor dari luar negeri sehingga memerlukan biaya yang mahal. Untuk itu perlu dilakukan upaya mendapatkan sumber alternatif bahan dasar selulosa asetat dengan memanfaatkan bahan dasar yang tersedia di Indonesia.

Berdasarkan data dari Biro Pusat Statistik, diperoleh data bahwa tingginya kebutuhan selulosa asetat di Indonesia masih dipenuhi dengan mengimpor dari luar negeri. Indonesia merupakan salah satu penghasil tekstil terbesar di dunia, kebutuhan akan selulosa asetat menjadikan APBN Indonesia untuk impor bahan baku ini cukup tinggi, sehingga membebani ongkos produksi produk yang membutuhkan selulosa asetat dalam negeri. Selain itu juga, ketergantungan ini sangatlah tidak menguntungkan, karena jika timbul gejolak harga di negara lain maka harga produk-produk yang menggunakan selulosa asetat sebagai bahan baku akan ikut terpengaruh. Hal ini perlu ditanggulangi dengan pendirian pabrik selulosa asetat di Indonesia.

Dengan ketersediaan bahan baku yang begitu banyak yang dapat dimanfaatkan. Hutomo dkk (2012) meneliti tentang ekstraksi selulosa dari kulit buah kakao dengan sodium hidroksida, di Indonesia kulit buah kakao masih belum banyak dimanfaatkan dengan baik untuk kebutuhan industri.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

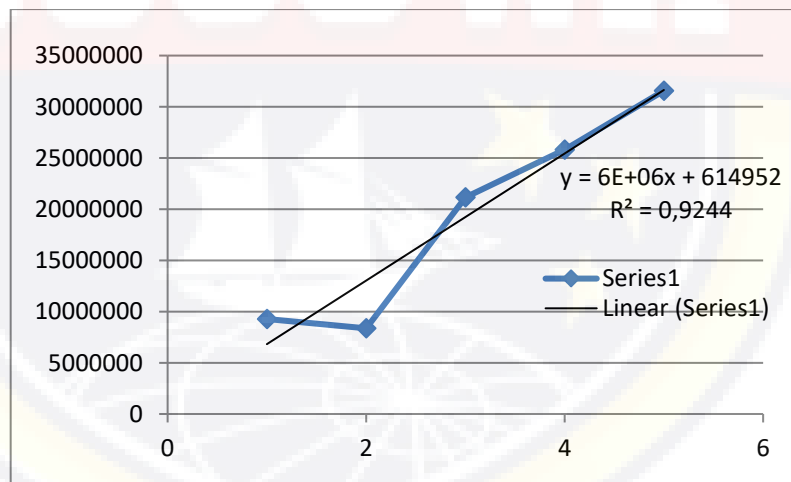
Kebutuhan selulosa asetat di Indonesia setiap tahunnya mengalami peningkatan setiap tahunnya. Hal ini dapat dilihat dari data impor pada tabel berikut:

Tabel 1.1 Jumlah Impor Selulosa Asetat di Indonesia

Tahun	Import (kg)
2017	45,928.00
2018	41,457.00
2019	104,695.00
2020	127,816.00
2021	156,169.00

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2022

dari analisis regresi tabel 1.1 diperoleh persamaan seperti pada grafik berikut:



Gambar 1.1 Grafik Impor Selulosa Asetat

Maka dengan persamaan regresi linear diperoleh nilai  $R=0,924$  sehingga metode yang digunakan adalah regresi linear seperti sebagai berikut:

Data(n)	Tahun	Impor kg/th	Impor Ton	x.y	x <sup>2</sup>
1	2017	4592800	4592,8	9263677,6	4.068.289,00
2	2018	4145700	4145,7	8366022,6	4.072.324,00
3	2019	10469500	10469,5	21137920,5	4.076.361,00
4	2020	12781600	12781,6	25818832	4.080.400,00
5	2021	15616900	15616,9	31561754,9	4.084.441,00
Total	10095	47606500	47606,5	96148207,6	20.381.815,00

$$Y = a + b(X - \bar{X})$$

diketahui : y = kebutuhan, kapasitas

$$x = \text{tahun}$$

$\bar{X}$  = rata-rata harga X

a =  $\bar{Y}$  ( rata-rata harga Y )

$$b = \frac{\sum X_i \cdot Y_i - \frac{\sum X \sum Y}{n}}{\sum x^2 - \frac{(X)^2}{n}}$$

$$\text{sehingga : } a = \frac{47606,5}{5} = 9521,3$$

$$b = \frac{96148207,6 - \left( \frac{10095 \times 47606,5}{5} \right)}{20.381.815,00 - \left( \frac{10095^2}{5} \right)}$$

$$= -0,001881832$$

$$\bar{X} = \frac{10095}{5} = 2019$$

Pabrik ini direncanakan akan berproduksi pada tahun 2027, maka x = 2019

sehingga diperoleh:

$$Y = a + b(X - \bar{X})$$

$$Y = 9521,3 + (-0,001881832)(2027 - 2019)$$

$$= 9521,284945$$

Untuk kapasitas pabrik yang akan diberoperasi pada tahun 2027 adalah

$$9.521,284945 \text{ ton/th} \approx 9.500 \text{ ton/th}$$

### 1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

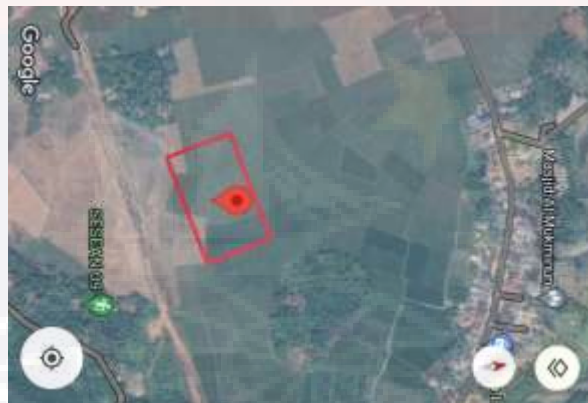
Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi pabrik dari suatu perusahaan sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dalam menentukan kelangsungan hidup perusahaan. Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi.

Tabel 1.2 jumlah produksi kakao

Kabupaten	Jumlah Produksi/Ton
Luwu	22.000
Luwu Utara	30.855
Luwu Timur	4.275

Sumber : Statistical of National Leading Estate Crops Commodity 2020-2022

Berdasarkan berbagai faktor yang harus dipertimbangkan maka lokasi Pabrik Selulosa Asetat dari Kulit Buah Kakao ini direncanakan berlokasi di KIPA (Kawasan Industri Palopo) Kec. Telluwanua, Kota Palopo, Sulawesi Selatan.



Gambar 1.2 Peta Lokasi Pabrik

Adapun faktor-faktor dalam pemilihan lokasi pabrik yaitu:

#### 1. Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya didirikan pada daerah yang dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku yang digunakan dalam pabrik selulosa asetat adalah dari kulit buah kakao. Kabupaten Luwu, Luwu Timur, dan Luwu

Utara merupakan salah satu daerah penghasil buah kakao di Sulawesi Selatan.

## 2. Transportasi

Lokasi pabrik memiliki jalan yang cukup memadai sehingga mempermudah transportasi baik untuk bahan baku maupun pendukung lainnya. Untuk pendistribusian produk dapat menggunakan jalur laut karena terdapat Pelabuhan Tanjung Ringgit.

## 3. Kebutuhan Air

Air yang dibutuhkan dalam proses, sarana utilitas dan keperluan rumah tangga diperoleh dari sungai.

## 4. Kebutuhan Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

Tenaga listrik dan bahan bakar adalah penunjang yang penting dalam pendirian suatu pabrik. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan mesin generator listrik milik pabrik dan PLN. Untuk bahan bakar utilitas dan generator di peroleh dari Pertamina daerah Kota Palopo.

## 5. Lingkungan

Lingkungan pabrik juga mempengaruhi jalannya proses produksi. Oleh sebab itu lingkungan sekitar lokasi pabrik tentunya harus terdapat beberapa komponen penting seperti udara bersih, jauh dari pemukiman warga, air bersih, sumber listrik dan banyak lagi.

## 6. Peraturan Pemerintah

Untuk mendirikan suatu pabrik haruslah dilengkapi dengan surat dari instansi yang terkait, baik itu pemda ataupun dari badan pertanahan setempat. Lahan yang akan didirikan pabrik harus bebas dari sengketa kasus-kasus, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat membangun maupun saat mendatang.

## 1.4 Tinjauan Pustaka

### 1.4.1 Kulit Buah Kakao

Kulit buah kakao adalah bagian mesokarp atau bagian dinding buah kakao, yang mencakup kulit terluar sampai daging buah sebelum kumpulan biji. Kulit buah kakao merupakan bagian terbesar dari kulit buah kakao (75,52 % dari buah kakao segar). Kulit buah Kakao terdiri dari



10 alur (5 dalam dan 5 dangkal) berselang seling. Permukaan buah ada yang halus dan ada yang kasar, warna buah beragam ada yang merah hijau, merah muda dan merah tua (Poedjiwidodo, 1996).



Gambar 1.1 Buah Kakao

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

Setiap tahun produksi biji kakao meningkat ini mengakibatkan semakin meningkatnya kulit buah kakao yang terbuang (Rusliana, 1998). Kulit buah kakao merupakan limbah perkebunan tanaman kakao yang berbentuk padat. Limbah ini diperoleh dari pemisahan biji buah kakao, saat ini pemanfaatan kulit buah kakao hanya sebagai pakan ternak. Dari data yang ada, bahwa kulit buah kakao mengandung bahan kering 88%, protein kasar 8%, dan serat kasar 40,1% (Harsini, 2010). Kandungan selulosa pada kulit buah kakao sekitar 35% berat kering, beberapa komponen lainnya yaitu terdiri dari hemiselulosa 11%, selulosa 35%, lignin 15%, dan pektin 6%, mineral yaitu K 3,18%, Ca 0,32% dan P 0,15% (Hutomo dkk, 2012).

#### **1.4.2 Selulosa Asetat**

Proses pembuatan selulosa asetat selanjutnya disempurnakan oleh Miles pada tahun 1903 dan Von Bayer pada tahun 1906, selanjutnya dibawah pengawasan Camille dan Henri Dreyfus untuk pertama kalinya direalisasikan proses selulosa asetat dalam skala besar di Inggris. Selulosa asetat banyak digunakan untuk berbagai macam hal, yaitu sebagai bahan

untuk pembuatan benang tenunan dalam industri tekstil, sebagai filter pada sigaret, bahan untuk lembaran-lembaran plastik, film dan juga cat. Oleh karena itu selulosa asetat merupakan bahan industri yang cukup penting peranannya. Selulosa asetat merupakan serat yang sangat mudah dihasilkan dengan biaya yang rendah dan kualitas produk yang baik.

Selulosa asetat digunakan dalam berbagai industri seperti pembuatan tekstil, plastik, fiber, dan filter rokok. Adapun sifat selulosa asetat yang membedakan dengan serat sintesis lainnya adalah :

- Termoplastik
- Selektif absorpsi dan dapat membuang beberapa bahan organik dengan kadar rendah
- Mudah digabungkan dengan plasticizers, panas, dan tekanan
- Selulosa asetat larut pada kebanyakan pelarut (terutama aseton dan pelarut organik) dan dapat dimodifikasi agar dapat dilarutkan dengan pelarut alternatif, termasuk air
- Hidrofilik, membuat selulosa asetat gampang basah, dengan pengantar cairan yang baik dan absorpsi yang bagus
- Area permukaan luas
- Terbuat dari sumber yang dapat diperbaharui :
- resistan untuk mold dan mildew
- Mudah hancur dengan larutan alkali kuat dan agen oksidasi kuat
- Dapat dibersihkan atau dikeringkan dengan mudah

Selulosa itu sendiri merupakan bahan dasar yang penting bagi industri, seperti : pabrik kertas, pabrik sutera tiruan, dll.

Molekul selulosa seluruhnya berbentuk linear dan memiliki kecenderungan kuat untuk membentuk ikatan hydrogen intra dan inter molekul. Ketersediaan selulosa dalam jumlah besar akan membentuk serat yang kuat, tidak larut dalam air, tidak larut dalam pelarut organik dan berwarna putih.

### 1.4.3 Kegunaan Selulosa Asetat

Selulosa asetat mempunyai rumus molekul  $[C_6H_7O_2(OCOCH_3)_3]_x$ , berwujud padat dengan bentuk granula atau serbuk dan berwarna putih. Karena keseragamannya dalam kualitas, kemudahan dalam pewarnaan dan berbagai karakteristik estetika lainnya, menjadikan selulosa asetat sebagai pilihan dalam pembuatan pakaian wanita dan keperluan kain pada rumah tangga. Selulosa asetat bersifat *hidrofobik* dan memiliki sifat yang mudah untuk dibentuk, *quick drying*, tidak mudah berkerut, dan stabilitas tinggi. (Mc. Ketta, 1997 ). Pemakaian penting lainnya adalah sebagai *filter* pada sigaret, membran filtrasi, untuk produksi lembaran-lembaran plastik, film, dan juga cat.

### 1.4.4 Proses Pembuatan Selulosa Asetat

Selulosa asetat merupakan hasil reaksi dari selulosa dan asetat anhidrid, yang merupakan produk senyawa dari gugus hidroksil dan asam, berupa ester. Ada 3 proses utama yang biasa digunakan untuk mengubah selulosa menjadi selulosa asetat yaitu;

1. *Solvent process* (proses dengan pelarut)

Merupakan proses yang paling umum dan biasa digunakan. Pada proses asetilasi digunakan asetat anhidrid sebagai *solvent* dan berlangsung dengan kehadiran asam asetat glasial sebagai diluents serta asam sulfat sebagai katalis.

2. *Solution process* (proses larutan)

*Methylene chloride* menggantikan semua atau sebagian asam asetat dan aksinya sebagai solvent bagi selulosa asetat yang terbentuk.

3. *Heterogeneous process* ( proses heterogen )

Cairan organik inert, seperti benzene ligroin digunakan sebagai nonsolvent untuk menjaga selulosa terasetilasi yang telah terbentuk dalam larutan.

Proses yang digunakan pada perancangan proses ini yaitu *Solvent Process* dengan pelarut asam asetat dengan reaktan utama asetat anhidrid dan katalis asam sulfat karena memiliki keuntungan pada proses asetilasi

yang menghasilkan derajat asetilasi yang tinggi yaitu 2,50 – 2,95 (Mc Ketta, 1997).

Tahapan proses produksi selulosa asetat adalah sebagai berikut:

1. Proses Pembuatan Pulp dari Kulit Buah Kakao.
2. Proses Pengubahan Pulp Menjadi Selulosa Asetat dengan Menggunakan Proses Asetilasi.
3. Proses Pemurnian Produk Selulosa Asetat dan Recovery Asam Asetat Sisa.



## BAB II

### URAIAN PROSES

#### 2.1 Uraian Proses

##### 2.1.1 Proses Pembentukan Pulp dari Kulit Buah Kakao

Proses pembentukan *pulp* yang berasal dari Kulit Buah Kakao dengan menggunakan proses *pulping* diikuti dengan *bleaching*. Kulit Buah Kakao didalam gudang penyimpanannya diperkecil ukurannya pada unit *disk chipper* hingga berdiameter 50 mm. Kulit Buah Kakao yang telah dicacah dibawa ke tahap ekstraksi dengan menggunakan *elevator*.

Larutan NaOH 12% dipompakan menuju tangki ekstraksi. Proses ekstraksi menggunakan pelarut NaOH 12% bertujuan untuk melarutkan lignin di dalam kulit buah kakao. Tangki ekstraksi dilengkapi dengan pengaduk. Perbandingan antara kulit kakao dengan NaOH 12% adalah 1:10 (b/v). Proses ekstraksi berlangsung selama 3 jam dengan temperatur 100°C dan konsistensi air sebanyak 10% di dalam *pulp*. Media yang digunakan untuk memanaskan reaktor menjadi 100°C adalah *steam* yang dialirkan melalui jaket reaktor.

*Pulp* hasil ekstraksi dialirkan ke dalam *Rotary Washer* I dengan menggunakan pompa. Media yang digunakan untuk mencuci pada unit adalah air proses dengan suhu 30°C. Perbandingan air proses dengan bahan yang dicuci adalah 2,5 : 1 (Kirk & Othmer, 1978). Efisiensi pencucian pada alat ini adalah 98% (European Commission, 2001). Selanjutnya, *pulp* akan dibawa ke unit *bleaching*.

Keluaran dari *Rotary Washer* I dialirkan dengan pompa ke dalam tangki *bleaching*. Tangki *bleaching* digunakan untuk menghilangkan lignin yang tersisa dari proses ekstraksi. Di dalam tangki *bleaching* dimasukkan *pulp* serta larutan NaOCl 16% dengan perbandingan 1:20 (b/v). Tangki dilengkapi dengan pengaduk untuk mengaduk campuran. Proses *bleaching* berlangsung selama 60 menit pada suhu 60°C dan konsistensi air di dalam *pulp* 10%.

Setelah melewati tahap *bleaching*, *bleached pulp* dimasukkan ke dalam unit pencucian *Rotary Washer* II (RW-102) yang bertujuan agar *pulp*



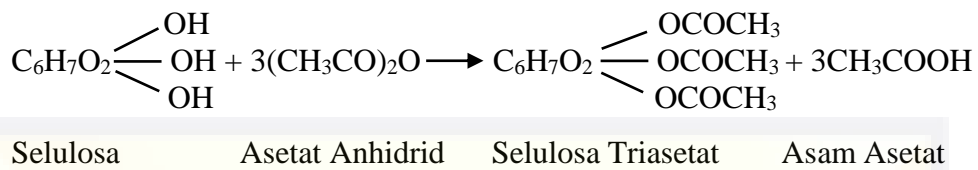
yang dihasilkan bersih dari sisa bahan kimia pemutih (NaOCl). Media pencucian yang digunakan adalah air proses yang masuk ke unit RW-102 pada 30°C. Perbandingan air proses dengan bahan yang dicuci adalah 2,5 : 1 (Kirk & Othmer, 1978). Efisiensi pencucian pada alat ini adalah 98% (European Commission, 2001).

Kemudian *pulp* dipompakan menuju unit pengeringan *pulp*. *Pulp* dikeringkan dengan menggunakan *rotary dryer*. Media pemanas yang digunakan pada unit ini adalah *steam*. Kandungan air yang diharapkan pada keluaran *Rotary dryer* adalah sebesar 10% yang merupakan sarat kandungan air pada *pulp* untuk memasuki unit asetilasi. *Pulp* didinginkan pada *blow box* dengan menggunakan media udara pendingin untuk menurunkan panas dari *pulp* hingga suhu produk adalah 30°C.

### **2.1.2 Proses Pengubahan Pulp Menjadi Selulosa Asetat dengan Menggunakan Proses Asetilasi**

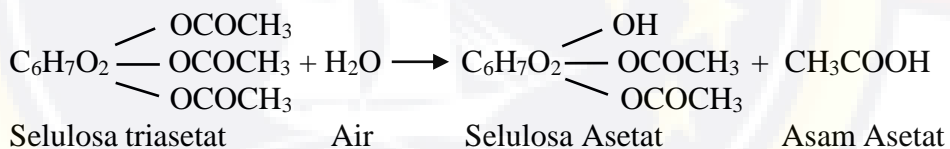
*Pulp* dibawa dengan menggunakan *belt conveyor* ke tangki pencampur yang terbuat dari stainless steel dan dilengkapi dengan pengaduk. Asam asetat glasial sebanyak 35% dari jumlah selulosa dipompakan dari tangki penyimpanannya ke tangki pencampur untuk proses aktivasi *pulp* dalam penyeragaman selulosa (*pretreatment*) (Yamashita et al, 1986). Kondisi operasi unit pencampur adalah 50°C dengan pengadukan selama 30 menit. Pencapaian suhu 50°C dalam unit pencampur dikarenakan oleh aliran masuk dari air panas pada jaket tangki pencampur. Fasa pada proses ini adalah bubur (*slurry*). *Pulp* yang diaktivasi dimasukkan ke dalam reaktor asetilasi yang dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pemanas. Reaktan asetat anhidrid dari tangki penyimpanannya dipompakan sebanyak 247% dari berat selulosaserta asam asetat dari tangki penyimpanannya dipompakan sebanyak 438% dari berat selulosa menuju reaktor (Yamashita et al, 1986). Selanjutnya katalis asam sulfat pekat 98% dari tangki penyimpanan sebanyak 3,8% dari berat selulosa dipompakan menuju reaktor asetilasi (Yamashita et al, 1986). Kondisi operasi dalam reaktor adalah 70°C dan waktu reaksi selama 1 jam. Reaksi keseluruhan yang terjadi

dalam reaktor dalam perubahan selulosa menjadi selulosa triasetat adalah sebagai berikut:



Dimana *cellulosa* adalah cincin anhidroglukosa tanpa grup -OH dan Ac merupakan gugus asetil, COCH<sub>3</sub>. Reaksi diatas menunjukkan bahwa 3 mol asetat anhidrid bereaksi dengan 1 mol selulosa untuk menghasilkan 1 mol selulosa triasetat dan 3 mol asam asetat. Pada proses ini, seluruh selulosa dapat diubah menjadi selulosa triasetat (Lewin, 2001).

Setelah proses asetilasi, produk hasil reaktor asetilasi selanjutnya dihidrolisis dalam tangki hidrolizer pada suhu 120°C dengan media pemanas yaitu *steam* selama 2 jam dengan penambahan air sebanyak 71% dari berat selulosa lalu diaduk-aduk secara perlahan sehingga akan terbentuk serpihan padatan (*flake*) selulosa asetat (Yamashita et al, 1986). Unit hidrolisasi bertujuan untuk mematangkan (*ripening step*) selulosa triasetat menjadi selulosa asetat serta menghentikan reaksi asetilasi dan menghidrolisis seluruh sisa asetat anhidrid membentuk asam asetat. Reaksi utama yang terjadi dalam tangki hidrolizer adalah sebagai berikut:



Setelah melalui proses hidrolisis, maka produk keluaran tangki hidrolizer dialirkan ke cooler, untuk menurunkan suhu produk yang tadinya 120°C menjadi 90°C dengan menggunakan media air pendingin. Penurunan suhu produk unit pendingin menjadi 50°C. Produk keluaran unit pendingin dialirkan ke *centrifuge* bertujuan untuk memisahkan asam sulfat, asam asetat dan air dalam campuran.

### 2.1.3 Proses Pemurnian Produk Selulosa Asetat dan Recovery Asam Asetat Sisa

Tahap ini bertujuan untuk :

- Memisahkan padatan selulosa asetat dari fase cairnya.
- Mengeringkan padatan selulosa asetat.

Setelah dihidrolisis, campuran dari tangki hidrolisis dialirkan menuju *centrifuge* untuk dilakukan pemisahan. *Centrifuge* bekerja untuk memisahkan padatan selulosa asetat dari fase cairnya dengan efisiensi alat sebesar 98%. Endapan berupa selulosa asetat dalam bentuk serpihan padatan (*flake*) kemudian dikeringkan dengan menggunakan *rotary dryer* yang dibawa dengan menggunakan *screwconveyor*, sedangkan larutan sisa masuk ke dalam dekanter untuk proses *recovery* asam asetat.

*Rotary dryer* dioperasikan pada tekanan 1 atm dengan suhu 100°C. Kemudian dari *rotary dryer*, produk dibawa dengan *belt conveyor* menuju *blow box* untuk menurunkan suhu produk keluaran dari *rotary dryer*. Produk akhir berupa selulosa asetat dibawa dengan menggunakan *bucket elevator* menuju gudang penyimpanan selulosa asetat.

Sementara itu, larutan dari *centrifuge* dialirkan ke tangki decanter untuk memisahkan larutan asam asetat dari padatan terlarut. Fasa berat dialirkan ke utilitas sedangkan larutan sisa dipompakan menuju tangki asam asetat sisa.

## BAB III SPESIFIKASI BAHAN

### 3.1 Spesifikasi Bahan Baku

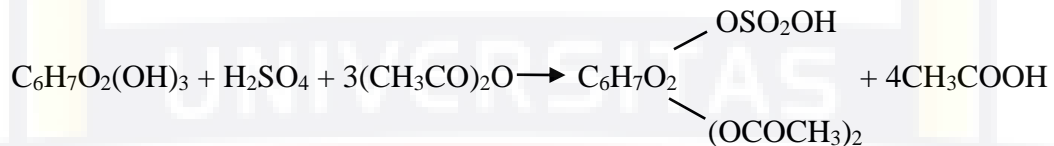
#### 3.1.1 Kulit Buah Kakao

Sifat Fisis

- Wujud : Padat
- Sg : 1,6 g/cm<sup>3</sup>
- Rumus Molekul : (C<sub>6</sub>H<sub>7</sub>O<sub>2</sub>(OH)<sub>3</sub>)X
- Kapasitas panas : 0,32 Cal/g.°C

Sifat Kimia :

Reaksi esterifikasi selulosa dengan asam asetat anhidrid :



#### 3.1.2 Asetat Anhidrid

Sifat Fisis

- Wujud : cair
- Kenampakan : Jernih (tidak berwarna)
- Rumus molekul : (CH<sub>3</sub>CO)<sub>2</sub>O
- BM : 102,09 g/mol
- Titik didih : 139,6 °C pada tekanan 1 atm.
- Sg : 1,082 g/cm<sup>3</sup>
- Kapasitas Panas : 0,456 cal/g.°C
- Temperatur kritis : 326°C
- Viscositas : 0,91 Cp
- Panas penguapan : 93 cal/g (pada titik didih normal)

Sifat Kimia:

Asetat anhidrid bisa berasetilasi dengan berbagai macam campuran, mulai dari kelompok selulosa sampai ammonia dengan menggunakan katalis asam atau basa. Pada beberapa garam inorganic dipakai juga aksi katalis, tetapi sukar untuk menggeneralisasi aksi dari garam metalik dan ion. Pada umumnya reaksi katalisasi asam dari asetat anhidrid lebih cepat

dibandingkan dengan reaksi katalis dengan basa. Hidrolisasi dari asetat anhidrid berjalan pada suhu yang rendah dengan adanya katalis akan mencapai tingkat (laju) yang lebih baik.

### 3.2 Spesifikasi Bahan Penunjang

#### 3.2.1 NaOH (Sodium Hidroksida)

Sifat Fisis

- Wujud : padat
- Kenampakan : putih
- Rumus Molekul : NaOH
- BM : 39,9971g/mol
- Titik didih : 1390°C pada tekanan 1 atm
- Sg : 2,130 g/cm<sup>3</sup>

Sifat Kimia :

Natrium hidroksida (NaOH), juga dikenal sebagai soda kaustik atau sodium hidroksida, adalah sejenis basa logam kaustik. Natrium Hidroksida terbentuk dari oksida basa Natrium Oksida dilarutkan dalam air. Ia digunakan diberbagai macam bidang industri, kebanyakan digunakan sebagai basa dalam proses produksi bubur kayu, kertas, tekstil, air minum, sabun dan deterjen. Natrium hidroksida adalah basa yang paling umum digunakan dalam laboratorium kimia.

#### 3.2.2 Asam Asetat

Sifat Fisis

- Wujud : Cair
- Kenampakan : jernih (tidak berwarna)
- Rumus Molekul : CH<sub>3</sub>COOH
- BM : 60,05 g/mol
- Titik didih : 118,4°C pada tekanan 1 atm
- Kapasitas panas : 0,522 cal/g.°C
- Sg : 1,049 g/cm<sup>3</sup>
- Temperatur kritis : 594,45°K



- Viskositas : 1,22 Cp
- Panas penguapan : 94,29 cal/g (pada titik didih normal)
- Panas pembakaran : 46,6 cal/g

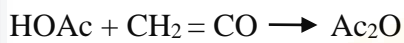
Sifat Kimia:

Dalam sintesa cellulose dan rayon, asam asetat anhidrid terbentuk dari asam asetat dengan kondisi 700°C dan 150 mmHg

Reaksi:



Dengan katalis trietil pospat, diikuti reaksi pendinginan dalam fase cair



### 3.2.3 Asam Sulfat

Sifat Fisis

- Wujud : cair
- Kenampakan : jernih (tidak berwarna)
- Rumus Molekul :  $\text{H}_2\text{SO}_4$
- BM : 98 g/mol
- Titik didih : 340°C pada tekanan 1 atm
- Kapasitas panas : 0,3404 cal/g.°C
- Sg : 1,8361 g/cm<sup>3</sup>

Sifat Kimia :

Asam sulfat larut dalam semua proporsi air dan menghasilkan sejumlah panas. Setiap 1 lb asam sulfat 100% ditambah air sampai konsentrasi asam 90% akan melepaskan panas 80 BTU dan bila ditambah air hingga konsentrasi 20% maka akan melepas panas sebesar 300 BTU. Asam sulfat dapat melarutkan sejumlah besar  $\text{SO}_3$  dan memproduksi bermacam-macam tingkatan oleum.

### 3.3 Spesifikasi Produk

#### 3.3.1 Selulosa Asetat

Sifat Fisis

- Wujud : Padat
- Kenampakan : flake (butiran)
- Rumus Molekul :  $(C_6H_7O_2(OCOCH_3)_3)_x$
- Titik lebur : 260°C
- Kapasitas panas : 0,42 cal/g.°C
- Sg : 1,32 g/cm<sup>3</sup>
- Derajat polimerisasi : 200
- Derajat substitusi : 2,4

Sifat Kimia :

Larut dalam aseton

**BOSOWA**

## BAB IV NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 9.500 ton/tahun  
 Waktu Operasi = 330 hari  
 Basis Perhitungan = 1 hari produksi (24 jam)  
 Kemurnian Produk = 96 %

Unit peralatan yang menghasilkan adanya perubahan massa pada proses produksi selulosa asetat dari kulit buah kakao dengan kapasitas 9.500 ton/tahun, adalah sebagai berikut :

- Tangki Ekstraksi (T-103)
- *Rotary Washer I* (RW-101)
- Tangki *Bleaching* (T-104)
- *Rotary Washer II* (RW-102)
- *Rotary Dryer* (RD-101)
- Tangki Aktivasi (T-205)
- Reaktor Asetilasi (R-201)
- Reaktor Hidrolisa (R-202)
- *Centrifuge* (CF-102)
- *Rotary Dryer* (RD-101)

Hasil perhitungan neraca massa pada setiap unit peralatan diperoleh dari lampiran A, sebagai berikut.

### 4.1 Neraca Massa Pada Tangki Ekstraksi (T-103)

Tabel 4.1 Neraca Massa Pada Tangki Ekstraksi (T-103)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Alur 1	Alur 2	Alur 27	Alur 3
Selulosa	539,7727	-	-	539,7727
Lignin	179,9242	-	-	179,9242
Pektin	115,1515	-	-	115,1515
H <sub>2</sub> O	364,6464	101,9570	8678,3463	9877,8413
NaOH	-	17,9924	-	17,9924
Sub total	1932,3864	119,9495	8678,3463	10730,6822
<b>Total</b>			<b>10730,68227</b>	<b>10730,68227</b>

#### 4.2 Neraca Massa Pada *Rotary Washer I (RW-101)*

Tabel 4.2 Neraca Massa Pada *Rotary Washer I (RW-101)*

Komponen	Masuk		Keluar	
	Alur 3	Alur 25	Alur 4	Alur 5
Selulosa	539,773	-	10,795	528,977
Lignin	179,924	-	110,707	69,217
Pektin	115,152	-	70,853	44,299
H <sub>2</sub> O	9877,841	26826,706	35970,456	734,091
NaOH	17,992	-	17,992	-
Sub Total	10730,682	26826,706	36180,804	1376,584
<b>Total</b>	<b>37557,388</b>		<b>37557,388</b>	

#### 4.3 Neraca Massa Pada Tangki *Bleaching (T-104)*

Tabel 4.3 Neraca Massa Pada Tangki *Bleaching (T-104)*

Komponen	Masuk			Keluar
	Alur 5	Alur 6	Alur 28	Alur 7
Selulosa	528,977	-	-	528,977
Lignin	69,217	-	-	69,217
Pektin	44,299	-	-	44,299
H <sub>2</sub> O	734,091	68,141	4980,205	5782,436
NaOCl	-	0,688	-	0,688
Sub total	1376,584	68,829	4980,205	6425,618
<b>Total</b>	<b>6425,618</b>			<b>6425,618</b>

#### 4.4 Neraca Massa Pada *Rotary Washer II (RW-102)*

Tabel 4.4 Neraca Massa Pada *Rotary Washer II (RW-102)*

Komponen	Masuk		Keluar	
	Alur 7	Alur 26	Alur 9	Alur 8
Selulosa	528,977	-	10,580	518,398
Lignin	69,217	-	60,473	8,743
Pektin	44,299	-	38,703	5,596
H <sub>2</sub> O	5782,436	16064,044	21396,688	449,793
NaOCl	0,688	-	0,688	-
Sub Total	6425,618	16064,044	21507,132	982,530
<b>Total</b>	<b>22489,662</b>		<b>22489,662</b>	

#### 4.5 Neraca Massa Pada Rotary Dryer I (RD-101)

Tabel 4.5 Neraca Massa Pada Rotary Dryer I (RD-101)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Alur 8	Alur 10	Alur 11
Selulosa	518,398	-	518,398
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	449,793	404,814	44,979
Sub Total	982,530	404,814	577,716
<b>Total</b>	<b>982,530</b>		<b>982,530</b>

#### 4.6 Neraca Massa Pada Tangki Aktivasi (R-25)

Tabel 4.6 Neraca Massa Pada Tangki Aktivasi (R-25)

Komponen	Masuk		Keluar
	Alur 11	Alur 12	Alur 13
Selulosa	518,398	-	518,398
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	44,979	3,629	48,608
CH <sub>3</sub> COOH	-	177,810	177,810
Sub Total	577,716	181,439	759,156
<b>Total</b>	<b>759,156</b>		<b>759,156</b>

#### 4.7 Neraca Massa Pada Reaktor Asetilasi (R-201)

Tabel 4.7 Neraca Massa Pada Reaktor Asetilasi (R-201)

Komponen	Masuk				Keluar
	Alur 13	Alur 15	Alur 16	Alur 17	Alur 18
Selulosa Triasetat	-	-	-	-	921,596
Selulosa	518,398	-	-	-	-
Lignin	8,743	-	-	-	8,743
Pektin	5,596	-	-	-	5,596
H <sub>2</sub> O	48,608	681,175	-	0,394	730,177
CH <sub>3</sub> COOH	177,810	1.589,407	25,609	-	2.268,824
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	-	-	1.254,834	-	375,638
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	19,305	19,305
Sub Total	759,156	2.270,582	1.280,442	19,699	
<b>Total</b>		<b>4.329,879</b>			<b>4.329,879</b>

#### 4.8 Neraca Massa Pada Reaktor Hidrolisa (R-202)

Tabel 4.8 Neraca Massa Pada Reaktor Hidrolisa (R-202)

Komponen	Masuk		Keluar
	Alur 18	Alur 28	Alur 19
Selulosa Triasetat	921,596	-	-
Selulosa Asetat	-	-	787,197
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	730,177	368,062	1.032,428
CH <sub>3</sub> COOH	2.268,824	-	2.893,912
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	375,638	-	(49,239)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	-	19,305
Sub Total	4.329,879	368,062	<b>4.697,942</b>
<b>Total</b>	<b>4.697,942</b>		

#### 4.9 Neraca Massa Pada Centrifuge (CF-101)

Tabel 4.9 Neraca Massa Pada Centrifuge (CF-101)

Komponen	Masuk		Keluar
	Alur 20	Alur 21	Alur 22
Selulosa Asetat	787,197	-	787,197
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	1.032,428	1.011,779	20,649
CH <sub>3</sub> COOH	2.893,912	2.836,034	57,878
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	(49,239)	(49,239)	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	19,305	-
Sub Total	4.697,942	3.817,879	880,063
<b>Total</b>	<b>4.697,942</b>	<b>4.697,942</b>	

#### 4.10 Neraca Massa Pada Rotary Dryer II (RD-201)

Tabel 4.10 Neraca Massa Pada Rotary Dryer II (RD-201)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Alur 22	Alur 24	Alur 23
Selulosa Asetat	787,197	-	787,197
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	20,649	18,584	2,065
CH <sub>3</sub> COOH	57,878	52,090	5,788
Subtotal		70,674	809,389
<b>Total</b>	<b>880,063</b>	<b>880,063</b>	

## BAB V NERACA PANAS

Hasil perhitungan neraca panas pada proses pembuatan selulosa asetat dari kulit buah kakao dengan kapasitas 9500 ton/tahun adalah sebagai berikut

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Waktu kerja/tahun : 330 hari

Satuan Operasi : kJ/jam

### 5.1 Neraca Panas Pada Tangki Ekstraksi (T – 103)

Tabel 5.1 Neraca Panas Pada Tangki Ekstraksi (T – 103)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	211842,031	
Produk		2965788,428
Steam	2753946,397	
<b>Total</b>	<b>2965788,428</b>	<b>2965788,428</b>

### 5.2 Neraca Panas Pada Rotary Washer I (RW – 101)

Tabel 5.2 Neraca Panas Pada Rotary Washer I (RW – 101)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	3526640,950	
Produk		3526641,271
<b>Total</b>	<b>3526640,950</b>	<b>3526641,271</b>

### 5.3 Neraca Panas Pada Tangki Bleaching (T – 104)

Tabel 5.3 Neraca Panas Pada Tangki Bleaching (T – 104)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	559972,749	
Produk		874881,7125
Steam	314908,9634	
<b>Total</b>	<b>874881,7125</b>	<b>874881,7125</b>



#### 5.4 Neraca Panas Pada Rotary Washer II (RW – 102)

Tabel 5.5 Neraca Panas Pada Rotary Washer II (RW – 102)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	1210724,655	
Produk		1210724,655
<b>Total</b>	<b>1210724,655</b>	<b>1210724,655</b>

#### 5.5 Neraca Panas Pada Rotary Dryer I (RD – 101)

Tabel 5.5 Neraca Panas Pada Rotary Dryer I (RD – 101)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	33680,1157	
Produk		192296,6411
Steam	158616,5254	
<b>Total</b>	<b>192296,6411</b>	<b>192296,6411</b>

#### 5.6 Neraca Panas Pada Tangki Aktivasi (T – 205)

Tabel 5.6 Neraca Panas Pada Tangki Aktivasi (T – 205)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	66867,93181	
Produk		31282,18868
Steam	-35585,74314	
<b>Total</b>	<b>31282,18868</b>	<b>31282,18868</b>

#### 5.7 Neraca Panas Pada Reaktor Asetilasi (R – 201)

Tabel 5.7 Neraca Panas Pada Reaktor Asetilasi (R – 201)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	73692,220	
Produk		431439,323
Panas reaksi		-6478,628
Air Panas	351268,475	
<b>Total</b>	<b>424960,696</b>	<b>424960,696</b>

## 5.8 Neraca Panas Pada Reaktor Hidrolisis (R – 202)

Tabel 5.8 Neraca Panas Pada Reaktor Hidrolisis (R – 202)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	439134,220	
Produk		1055899,778
Panas reaksi		-9966,809
Air Panas	606798,749	
<b>Total</b>	<b>1045932,969</b>	<b>1045932,969</b>

## 5.9 Neraca Panas Pada Cooler (HE – 201)

Tabel 5.9 Neraca Panas Pada Cooler (HE – 201)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	1057090,683	
Produk		278181,759
Air Pendingin	-778908,924	
<b>Total</b>	<b>278181,759</b>	<b>278181,759</b>

## 5.10 Neraca Panas Pada Rotary Dryer II (RD – 201)

Tabel 5.10 Neraca Panas Pada Rotary Dryer II (RD – 201)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	28516,758	
Produk		85550,273
Steam	57033,516	
<b>Total</b>	<b>85550,273</b>	<b>85550,273</b>

## 5.11 Neraca Panas Pada Blow Box (BB – 101)

Tabel 5.11 Neraca Panas Pada Blow Box (BB – 101)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	71711,722	
Produk		4780,471
Udara Pendingin	-66931,251	
<b>Total</b>	<b>4780,471</b>	<b>4780,471</b>

## BAB VI

### SPESIFIKASI PERALATAN

#### 6.1 Gudang Penyimpanan Bahan Baku (G – 101)

Fungsi	: Tempat penyimpanan Kulit Buah Kakao selama 14 hari
Bentuk	: Segi empat beraturan
Bahan Kontruksi	: Beton
Kondisi Penyimpanan	: Temperatur = 30°C Tekanan = 1 atm
Kondisi Fisik	: Panjang = 8,913 m Lebar = 8,913 m Tinggi = 8 m

#### 6.2 Disk Chipper (DC – 101)

Fungsi	: Untuk memotong kulit buah kakao menjadi chip
Bentuk	: Piringan sebagai pisau memotong
Bahan	: Baja
Jumlah	: 1 unit terdiri dari 16 pisau pemotong
Kondisi Operasi	: Temperatur = 30°C Tekanan = 1 atm

##### Ukuran

Diameter piringan	= 1200 mm
Ketebalan	= 100 mm
Rotasi	= 900 rpm
P	= 142,526 Hp

#### 6.3 Tangki Penyimpanan Larutan NaOH (T – 101)

Fungsi	: Penampungan Larutan NaOH 15%
Bentuk	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Bahan	: Carbon steel SA – 285 grade C
Jumlah	: 1 unit
Kondisi Penyimpanan	: Temperatur = 30°C Tekanan = 1 atm

Ukuran

Diameter	= 2,832 m
Tinggi	= 4,248 m
Tebal	= 13,169 in

**6.4 Pompa Bahan Natrium Hidroksida (P – 101)**

Fungsi	: Memompa larutan NaOH ke dalam tangki ekstraksi (T – 103)
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Bahan Kontruksi	: Commercial steel
Jumlah	: 1 unit
Laju Pompa	: 0,011018 lbm/s
Daya Motor	: 0,125 Hp

**6.5 Tangki Ekstraksi (T – 103)**

Fungsi	: Tempat terjadinya ekstraksi lignin kulit buah kakao dengan larutan NaOH
Jenis	: Batch stirred Tank
Bentuk	: Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup elipsoidal
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA – 285 grade A
Jumlah	: 1 unit
Kondisi Penyimpanan	: Temperatur = 95°C Tekanan = 1 atm
Kondisi Fisik	
Silinder	: Diameter = 3,211 m : Tinggi = m : Tebal = 0,095 in
Tutup	: Diameter = 3,211 m : Tinggi = 0,602 m : Tebal = 0,095 in
Pengaduk	: Jenis = paddle daun dua, tiga tingkat : Jumlah baffle= 4 buah : Diameter = 0,803 m

: Daya Motor = 1 Hp

#### **6.6 Pompa Produk Tangki Ekstraksi (P – 102)**

Fungsi : Memompa produk dari tangki ekstraksi (T – 101)  
menuju rotary washer I (RW – 101)

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan Kontruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 unit

Laju Pompa : 6,5714 lbm/s

Daya Motor : 0,1503 Hp

#### **6.7 Rotary Washer I (RW – 101)**

Fungsi : Untuk mencuci pulp yang keluar dari tangki ekstraksi

Jenis : Continuous Rotary Drum Washer

Jumlah : 1 unit

Bahan Kontruksi : Commercial Steel

Diameter : 0,6747 m

Waktu tinggal : 90 s

Kecepatan : 0,06 putaran/detik

#### **6.8 Pompa Produk Rotary Washer I (P – 103)**

Fungsi : Memompa produk dari Rotary Washer (RW – 101)  
menuju tangki bleaching (RW – 101).

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan Kontruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 unit

Laju Pompa : 0,8430 lbm/s

Daya Motor : 0,01917 Hp

#### **6.9 Tangki Penyimpanan Larutan NaOCl (T-102)**

Fungsi : Penampungan Larutan NaOCl

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan

Temperatur : 30°C  
Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Kondisi fisik

Diameter : 1,465 m  
Tinggi : 2,564 m  
Tebal : 6,759 in

#### 6.10 Pompa Bahan NaOCl (P-104)

Fungsi : Memompa larutan NaOCl dari tangki bleaching  
Jenis : Pompa Sentrifugal  
Bahan Kontruksi : Commercial steel  
Jumlah : 1 unit  
Laju Pompa : 0,04215 lbm/s  
Daya Motor : 0,00478 Hp

#### 6.11 Tangki Bleaching (T-104)

Fungsi : Tempat terjadinya bleaching pulp dengan larutan NaOCl  
Jenis : Batch stirred Tank  
Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup ellipsoidal  
Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA – 285 grade A  
Jumlah : 1 unit  
Kondisi Penyimpanan : Temperatur = 95°C  
Tekanan = 1 atm  
Kondisi Fisik  
Silinder : Diameter = 2,2169 m  
: Tinggi = 2,771 m  
: Tebal = 0,1643 in  
Tutup : Diameter = 1,2535 m  
: Tinggi = 0,3134 m  
: Tebal = 0,1678 in  
Pengaduk : Jenis = paddle daun dua, tiga tingkat  
: Jumlah baffle = 4 buah

: Diameter = 0,3761 m  
: Daya Motor = 17 Hp

Jaket Pemanas

Diameter : 58,056 in  
Tinggi : 2,771 m  
Tebal : 1,5 in

#### **6.12 Pompa Tangki Bleaching (P-105)**

Fungsi : Memompa larutan produk dari tangki bleaching (T – 101) menuju rotary washer II (RW – 102)  
Jenis : Pompa Sentrifugal  
Bahan Kontruksi : Commercial steel  
Jumlah : 1 unit  
Laju Pompa : 3,9350 lbm/s  
Daya Motor : 0,26847 Hp

#### **6.13 Rotary Washer II (RW – 102)**

Fungsi : Untuk mencuci pulp yang keluar dari tangki ekstraksi  
Jenis : Continuous Rotary Drum Washer  
Jumlah : 1 unit  
Bahan Kontruksi : Commercial Steel  
Diameter : 0,689 m  
Waktu tinggal : 90 s  
Kecepatan : 0,06 putaran/detik

#### **6.14 Pompa Produk Rotary Washer II (P – 106)**

Fungsi : Memompa produk dari rotary washer II (RW – 102) menuju Rotary Dryer (RD – 101)  
Jenis : Pompa Sentrifugal  
Bahan Kontruksi : Commercial steel  
Jumlah : 1 unit  
Laju Pompa : 0,4956 lbm/s  
Daya Motor : 0,03379 Hp



### 6.15 Rotary Dryer I (RD – 101 )

Fungsi : Menguapkan H<sub>2</sub>O dari produk yang keluar dari rotary washer II hingga memenuhi komposisi air yang diizinkan pada proses asetilasi.

Jenis : Co-Current with Rotary Atomizer (FSD – 4)

Kondisi operasi

Temperatur saturated steam = 130°C = 266°F

Temperatur umpan masuk rotary dryer = 38,1365°C = 100,6457°F

Temperature keluar rotary dryer = 100°C = 212°F

Waktu tinggal = 4,655 menit

Jumlah = 1 unit

Diameter = 0,3297 ft

Panjang = 10,055 ft

Rotasi = 4,655 menit

### 6.16 Belt Conveyor I (BC -101 )

Fungsi : Mengangkut pulp dari rotary dryer I (RD – 201) ke blow box (BB – 101)

Jenis : Flat belt on continuous flow

Bahan Kontruksi : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Kecepatan Conveyor : 1,143 m/s

Lebar belt = 7 in

Daya = 0,2195 Hp

### 6.17 Tangki Asam Asetat Glasial (T-201)

Fungsi : Penyimpanan bahan baku asam asetat glasial

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan

Temperatur : 30°C  
Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Kondisi fisik

Diameter : 2,434 m

Tinggi : 4,259 m

Tebal : 11,083 in

#### **6.18 Pompa Bahan Asam Asetat Glasial (P-106)**

Fungsi : Memompa asam asetat glasial ke tangki aktivasi (T-201)

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan Kontruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 unit

Laju Pompa : 0,1111 lbm/s

Daya Motor : 0,00757 Hp

#### **6.19 Tangki Aktivasi (T-205)**

Fungsi : Tempat mencampur pulp dengan asam asetat glasial

Jenis : Batch stirred Tank

Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup elipsoidal

Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA – 285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan : Temperatur = 50°C

Tekanan = 1 atm

Kondisi Fisik

Silinder : Diameter = 5,739 m

: Tinggi = 2,6912 m

: Tebal = 0,1367 in

Tutup : Diameter = 0,3637 m

: Tinggi = 0,0909 m

: Tebal = 0,1367 in

Jaket Pemanas

Diameter : 58,0568 in

Tinggi : 2,02466 m

Tebal : 1,2696 in

#### **6.20 Pompa Produk Tangki Aktivasi (P-201)**

Fungsi : Memompa produk tangki aktivasi ke reaktor asetilasi (R – 201)

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan Kontruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 unit

Laju Pompa : 0,4649 lbm/s

Daya Motor : 0,0316 Hp

#### **6.21 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (T-202)**

Fungsi : Penampungan larutan asam sulfat

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Kondisi fisik

Diameter : 0,886 m

Tinggi : 1,551 m

Tebal : 4,592 in

#### **6.22 Pompa Bahan Asam Sulfat (P-108)**

Fungsi : Memompa produk tangki aktivasi ke reactor asetilasi (P – 108)

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan Kontruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 unit

Laju Pompa : 0,01206 lbm/s

Daya Motor : 0,0008225 Hp

### 6.23 Tangki Penyimpanan Asetat Anhidrat (T-203)

Fungsi : Penampungan bahan baku asetat anhidrat  
Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar  
Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

#### Kondisi Penyimpanan

Temperatur : 30°C  
Tekanan : 1 atm = 14,696 psia  
Kondisi fisik  
Diameter : 4,505 m  
Tinggi : 7,884 m  
Tebal : 22,664 in

### 6.24 Pompa Bahan Asetat Anhidrat (P-202)

Fungsi : Memompa asetat anhidrat ke reactor asetilasi (R – 201)

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan Kontruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 unit

Laju Pompa : 0,7841 lbm/s

Daya Motor : 0,05347 Hp

### 6.25 Tangki Pencampur (*Mixer*) (M-201)

Fungsi : Tempat terjadinya bleaching pulp dengan larutan NaOCl

Jenis : Batch stirred Tank

Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA – 285 grade A

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan: Temperatur = 95°C

Tekanan = 1 atm

#### Kondisi Fisik

Silinder : Diameter = 0,6430 m

: Tinggi = 1,2861m  
 : Tebal = 1/4 in  
 Tutup :Diameter = 1,2535 m  
 : Tinggi = 0,6431 m  
 : Tebal = 0,1608 in

**Jaket Pemanas**

Diameter : 0,1929 m  
 Daya motor : 0,5924 Hp

**6.26 Pompa Produk Tangki Pencampur (P-203)**

Fungsi : Memompa bahan asam asetat ke reactor (R – 201)  
 Jenis : Pompa Sentrifugal  
 Bahan Kontruksi : Commercial steel  
 Jumlah : 1 unit  
 Laju Pompa : 1,3904 lbm/s  
 Daya Motor : 0,09482 Hp

**6.27 Reaktor Asetilasi (R-201)**

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pemutusan ikatan -OH pada pulp  
 Jenis : Batch stirred Tank  
 Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup ellipsoidal  
 Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA – 285 grade A  
 Jumlah : 1 unit  
 Kondisi Penyimpanan : Temperatur = 70°C  
 Tekanan = 1 atm

**Kondisi Fisik**

Silinder : Diameter = 1,5378 m  
 : Tinggi = 2,6912 m  
 : Tebal = 0,1643 in  
 Tutup :Diameter = 1,2535 m  
 : Tinggi = 0,3134 m  
 : Tebal = 0,1678 in

Pengaduk : Jenis = paddle daun dua, tiga tingkat  
 : Jumlah baffle= 4 buah  
 : Diameter = 0,3761 m  
 : Daya Motor = 0,9363 Hp

Jaket Pemanas

Diameter : 58,0568 in  
 Tinggi : 2,02466 m  
 Tebal : 0,21304 in

**6.28 Pompa Produk Reaktor Asetilasi (P-205)**

Fungsi : Memompa produk asetilasi ke reaktor hidrolisa (R-202)  
 Jenis : Pompa Sentrifugal  
 Bahan Kontruksi : Commercial steel  
 Jumlah : 1 unit

Laju Pompa : 2,6516 lbm/s  
 Daya Motor : 0,18092 Hp

**6.29 Reaktor Hidrolisa (R-202)**

Fungsi : Tempat terjadinya bleaching pulp dengan larutan NaOCI

Jenis : Batch stirred Tank  
 Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA – 285 grade A  
 Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan : Temperatur = 95°C  
 Tekanan = 1 atm

Kondisi Fisik

Silinder : Diameter = 1,2535 m  
 : Tinggi = 1,8803m  
 : Tebal = 0,1678 in  
 Tutup : Diameter = 1,2535 m  
 : Tinggi = 0,3134 m

: Tebal = 0,1678 in  
 Pengaduk : Jenis = paddle daun dua, tiga tingkat  
 : Jumlah baffle= 4 buah  
 : Diameter = 0,46135 m  
 : Daya Motor = 3,07566Hp

**Jaket Pemanas**

Diameter : 1,2789 m  
 Tinggi : 1,5471 m  
 Tebal : 1,3038 in

**6.30 Pompa Produk Reaktor Hidrolisa (P-205)**

Fungsi : Memompa produk asetilasi ke reactor hidrolisa  
 (R – 202)  
 Jenis : Pompa Sentrifugal  
 Bahan Kontruksi : Commercial steel

Jumlah : 1 unit  
 Laju Pompa : 2,8770 lbm/s  
 Daya Motor : 0,19633 Hp

**6.31 Cooler (HE-201)**

Fungsi : untuk mendinginkan hasil keluaran tangki  
 hidrolisa dari suhu 120°C sampai 90°C  
 Bentuk : Horizontal Condensor  
 Jenis : 2-4 shell and tube exchanger  
 Dipakai :  $\frac{3}{4}$  OD Tube 18 BWG, Panjang 2,5 ft  
 Jumlah : 1 unit

**Fluida Panas**

Temperatur Awal (T1) = 120°C = 248 °F  
 Temperatur akhir (T2) = 50°C = 122°F

**Fluida Dingin**

Temperatur Awal (t1) = 30°C = 86 °F  
 Temperatur akhir (t2) = 40°C = 104°F



### 6.32 *Centrifuge (CF-201)*

Fungsi : Memisahkan produk selulosa asetat dengan campuran larutan

Jenis : Helical conveyer centrifuge

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kecepatan : 1200 rpm

Daya motor : 2,201 Hp

### 6.33 *Rotary Dryer II (RD-201)*

Fungsi : Menguapkan H<sub>2</sub>O dari produk yang keluar dari rotary washer II hingga memenuhi komposisi air yang diizinkan pada proses asetilasi.

Jenis : Co-Current with Rotary Atomizer (FSD – 4)

Kondisi operasi

Temperatur saturated steam = 130°C = 266°F

Temperatur umpan masuk rotary dryer = 50°C = 122°F

Temperature keluar rotary dryer = 100°C = 212°F

Waktu tinggal : 4,655 menit

Jumlah : 1 unit

Diameter : 1,912 ft

Panjang : 9,561 ft

Rotasi : 20 menit

### 6.34 *Belt Conveyor II (BC-201)*

Fungsi : Mengangkut padatan selulosa asetat

Jenis : Flat belt on continuous flow

Bahan Kontruksi : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Kecepatan Conveyor : 1,143 m/s

Lebar belt = 7 in

Daya = 0,2195 Hp

### 6.35 *Blow Box* (BB-101)

Fungsi : untuk menurunkan temperature produk selulosa asetat dengan udara

Bentuk : Box Vertikal dengan tutup datar bagian atas

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur : 298 K

Tekanan : 1 atm

Tinggi box : 0,94 m

Panjang box : 0,142 m

Lebar box : 0,142 m

### 6.36 Gudang Penyimpanan Selulosa Asetat (ST-101)

Fungsi : Tempat penyimpanan Kulit Buah Kakao selama 14 hari

Bentuk : Segi empat beraturan

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30<sup>0</sup>C

Tekanan = 1 atm

Kondisi fisik

Panjang : 8,915 m

Lebar : 8,915 m

Tinggi : 4,457 m

### 6.37 Tangki Penampungan Asam Asetat Sisa (T-204)

Fungsi : Penampungan asam asetat sisa

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan : Temperatur = 30<sup>0</sup>C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Kondisi fisik

Diameter : 7,2297 m  
Lebar : 3,4537 m  
Tebal : 0,2563 m



## BAB VII UTILITAS

Setiap industri kimia harus mempunyai unit utilitas. Unit ini merupakan sarana penunjang proses produksi dalam pabrik. Pada pabrik gliserol ini, digunakan utilitas yang terdiri dari unit-unit :

1. Unit Penyediaan Uap (steam).
2. Unit Penyediaan Air.
3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik.
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Air Limbah

### 7.1 Kebutuhan Uap (Steam)

Sesuai hasil perhitungan pada neraca panas dapat diketahui total kebutuhan steam sebagai berikut :

Tabel 7.1 Kebutuhan Uap sebagai Media Pemanas

No	Nama Alat	Jumlah Steam (kg/jam)
1	Steam	1.007,038
2	Tangki Bleacing	115,153
3	Rotary Dryer I	58,001
4	Tangki Aktifasi	13,013
5	Reaktor Asetilasi	147,921
6	Reaktor Hidrolisa	22,941
7	Rotary Dryer II	255,526
<b>Total</b>		<b>1.619,594</b>

Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 20% dan faktor kebocoran sebesar 10% (Perry, 1997)

Jadi total steam yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} &= (1+(0,2 + 0,1) \times 1.619,594 \text{ kg/jam}) \\ &= 2.105,472 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Total steam yang berubah menjadi kondensat :

$$= 1.619,594 \text{ kg/jam}$$

Diperkirakan 80% kondensat yang dihasilkan dapat digunakan kembali, sehingga kondensat yang digunakan kembali :

$$= 80\% \times 1.619,594 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.295,675 \text{ kg/jam}$$

## 7.2 Kebutuhan Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan yang sangat penting, baik untuk kebutuhan proses, kebutuhan domestik maupun kebutuhan laboratorium dan pengolahan limbah. Kebutuhan air pada pabrik pembuatan selulosa asetat adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan air untuk ketel

Air untuk umpan ketel uap

$$= 20\% \times \text{Total steam yang berubah menjadi kondensat}$$

$$= 20\% \times 1.619,594 \text{ kg/jam}$$

$$= 323,919 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan air pendingin

Kebutuhan air pendingin pada keseluruhan pabrik pembuatan selulosa asetat ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel 7.2 Kebutuhan Air Pendingin pada Alat

No	Nama Alat	Jumlah Air Pendingin (kg/jam)
1	Blowbox	-
2	Cooler	1.037,089
<b>Total</b>		<b>1.037,089</b>

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, 1997)

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan:

$$W_c = 0,00085 W_c (T_2 - T_1) \quad (\text{Pers, 12-10, Perry, 1997})$$

Dimana :

$$W_c = \text{jumlah air pendingin yang diperlukan} \quad 158,675 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = \text{temperatur air pendingin masuk} \quad = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

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

$$\text{Maka,} \quad = 0,00085 \times 1.037,089 (25-27)$$

$$W_c = 158,675 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena drift loss biasanya 0,1-0,2% dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry, 1997). Ditetapkan drift loss 0,2%, maka:

$$W_d = 0,002 \times 1.037,089 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,074 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena blowdown bergantung pada jumlah siklus air pendingin, biasanya antara 3-5 siklus (Perry, 1997). Ditetapkan 5 siklus, maka:

$$W_b = \frac{158,675 \text{ kg/jam}}{5-1}$$

$$= 39,669 \text{ kg/jam}$$

Sehingga total air tambahan yang diperlukan:

$$= W_c + W_d + W_b$$

$$= 158,675 \text{ kg/jam} + 2,074 \text{ kg/jam} + 39,669 \text{ kg/jam}$$

$$= 200,417 \text{ kg/jam}$$

### 3. Air untuk berbagai kebutuhan

Tabel 7.3 Pemakaian Air untuk Berbagai Kebutuhan

No.	Kebutuhan	Jumlah air (kg/jam)
1	Kantor	100
2	Laboratorium	100
3	Kantin dan tempat ibadah	100
4	Poliklinik	100
Total		400

Sehingga total kebutuhan air yang memerlukan pengolahan awal adalah:

$$= \text{air untuk ketel} + \text{air tambahan yang diperlukan} + \text{air untuk berbagai kebutuhan}$$

$$= 323,919 + 200,417 + 400$$

$$= 924,336 \text{ kg/jam}$$

Sumber air bagi pabrik pembuatan Selulosa asetat ini diperoleh dari Sungai terdekat kualitas air Sungai dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 7.4 Karakteristik air Sungai pada Umumnya

Parameter	Satuan	Kadar
Suhu	°C	28-32,2
PH	mg/L	6,89
Oksigen Terlarut	mg/L	5,824
COD	mg/L	36,85
Ca	mg/L	93,5
Fe	mg/L	2,193
Zn	mg/L	1,954
Cu	mg/L	0,526
Pb	mg/L	0,089
Cl	mg/L	13,29
NH <sub>3</sub>	mg/L	1,75
CO <sub>2</sub>	mg/L	5,215
SO <sub>4</sub>	mg/L	18,5
NO <sub>3</sub>	mg/L	0,515
PO <sub>4</sub>	mg/L	0,28

Sumber : Effendi 2002

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air yang akan digunakan. Selanjutnya air dipompakan ke lokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya masing-masing. Pengolahan air pada pabrik pembuatan selulosa asetat terdiri dari lima tahap, yaitu:

1. Screening
2. Sedimentasi
3. Klarifikasi
4. Demineralisasi
5. Daerasi

Berikut penjelasan dari masing-masing tahap pengolahan air diatas :

1. Screening

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan screen (penyaringan awal) berfungsi



untuk menahan kotoran - kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya, kemudian dialirkan ke bak pengendapan.

## 2. Sedimentasi

Setelah air disaring pada tahap screening, di dalam air tersebut masih terdapat partikel-partikel padatan kecil. Untuk menghilangkan padatan-padatan tersebut, maka air yang sudah disaring tadi dimasukkan ke dalam bak sedimentasi untuk mengendapkan partikel-partikel padatan yang tidak terlarut.

## 3. Klarifikasi

Air dari screening dialirkan ke dalam clarifier untuk melewati proses klarifikasi. Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan di dalam air. Pada proses pengolahan air tahap klarifikasi terdiri dari koagulasi dan flokulasi. Koagulasi adalah proses pengolahan air/limbah cair dengan cara menstabilasi partikel-partikel koloid untuk memfasilitasi pertumbuhan partikel selama flokulasi, sedangkan flokulasi adalah proses pengolahan air dengan cara mengadakan kontak diantara partikel-partikel koloid yang telah mengalami destabilisasi sehingga ukuran partikel-partikel tersebut bertambah menjadi partikel-partikel yang lebih besar (Kiely, 1997).

Koagulasi/flokulasi diperlukan untuk menghilangkan material pengotor pada air yang berbentuk suspensi atau koloid. Koloid merupakan partikel-partikel berdiameter sekitar 1 nm ( $10^{-7}$  cm) hingga 0,1  $\mu$ m ( $10^{-8}$  cm). Partikel-partikel ini tidak dapat mengendap dalam periode waktu tertentu sehingga tidak dapat dihilangkan dengan proses perlakuan fisika biasa. Dalam tahap klarifikasi  $Al_2(SO_4)_3$  (alum) digunakan sebagai koagulan.

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

Perhitungan  $Al_2(SO_4)_3$  yang diperlukan:

Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah (Bauman, 1971).

Total kebutuhan air = 924,336 kg/jam

Pemakaian larutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  = 50 ppm

Larutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  yang dibutuhkan =  $50 \cdot 10^{-6} \times 924,336$  kg/jam  
= 0,046 kg/jam

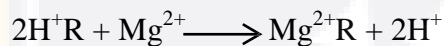
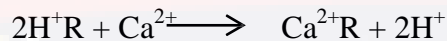
#### 4. Demineralisasi

Air untuk umpan ketel dan pendingin pada reaktor harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut yang terdapat didalamnya. Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi. Alat demineralisasi terdiri atas penukar kation (cation exchanger) dan penukar anion (anion exchange).

##### a. Penukar kation

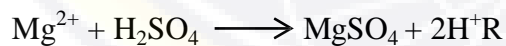
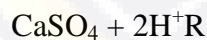
Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang larut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bertipe gel dengan merek IRR-122 (Lorch, 1981).

Reaksi yang terjadi:



Untuk regenerasi dipakai  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dengan

reaksi:  $\text{Ca}^{2+} + \text{H}_2\text{SO}_4$



#### **Perhitungan kesadahan kation**

Air sungai mengandung kation (Tabel VII.4)

Total kesadahan kation = 6,69 ppm

= 6,69 ppm / 17,1 gr/gal

= 0,392 gr/gal

Kebutuhan tambahan ketel uap	= 85,922 gr/hari
Jumlah air yang diolah	= $\frac{323,919 \text{ kg/jam}}{995,904 \text{ kg/jam}} \times 264,519 \text{ gal/m}^3$
	= 86,0351 gal/jam
Kesadahan air	= 0,329 gr/gal x 86,922 x 24 jam/hari
	= 807,723 gr/hari
	= 0,808 kg/hari

**Perhitungan ukuran cation exchanger**

Jumlah air yang diolah	= 85,922 gal/jam
	= 0,955 gal/menit

Dari tabel 12.4 Flynn (1979) diperoleh data-data

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

**Volume resin yang diperlukan**

Total kesadahan air	= 0,808 kg/hari
---------------------	-----------------

Dari tabel 12.2 Flynn (1979) diperoleh :

Kapasitas resin	= 20 kg/ft <sup>3</sup>
Kebutuhan regenerant	= 6 lb H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /ft <sup>3</sup> resin

Jadi kebutuhan resin	= $\frac{0,808}{20} = 0,040 \text{ ft}^3/\text{hari}$
----------------------	---

Tinggi resin	= $\frac{0,013}{3,14} = 0,013 \text{ ft}$
--------------	---

Tinggi minimum resin adalah 30 in	= 2,5 ft (Tabel 12.4 Flynn, 1979)
Sehingga volume resin yang yang dibutuhkan	= 2,5 ft x 3,14 ft <sup>2</sup>
	= 7,85 ft <sup>3</sup>

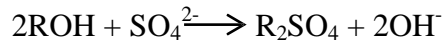
Waktu regenerasi	= $\frac{30 \text{ in} \times 3,14}{0,808} = 194 \text{ hari}$
------------------	--

Kebutuhan regenerant	= $\frac{0,808 \times 6}{20} = 0,242 \text{ lb/hari}$
----------------------	---

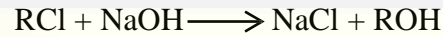
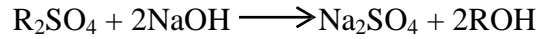
b. Penukar Anion (anion exchanger)

Penukar anion berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroglikol dari resin. Resin yang digunakan bermerk IRA-410. Resin ini merupakan kopolimer stirena DVB (Lorch, 1981).

Reaksi yang terjadi:



Untuk regenerasi dipakai larutan NaOH dengan reaksi:



### **Perhitungan kesadahan anion**

Air sungai mengandung anion (Tabel VII.4)

Total kesadahan anion	= 17,1ppm
	= 26,15 ppm x 17,1 gr/gal
	= 1,529 gr/gal
Kebutuhan tambahan ketel uap	= 85,922 kg/jam
Kesadahan air	= 1,529 gr/gal x 85,922 gal/jam x
	24jam/hari
	= 3.153,472 gr/hari = 3,153 kg/hari

### **Perhitungan ukuran anion exchanger**

Jumlah air yang diolah = 85,922 gal/jam = 1,432 gal/menit

Dari tabel 12.4 Flynn (1979) diperoleh data-data

berikut :

Diameter penukar anion = 2 ft

Luas penampang penukar anion = 3,14 ft<sup>2</sup>

Jumlah penukar anion = 1 unit

### **Volume resin yang diperlukan**

Total kesadahan air = 3,153 kg/hari

Dari tabel 12.7 Flynn (1979) diperoleh :

Kapasitas resin = 10 kg/ft<sup>3</sup>

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

Jadi, kebutuhan resin =  $\frac{3,153}{10} = 0,315 \text{ ft}^3/\text{hari}$

Tinggi resin =  $\frac{0,315}{3,14} = 0,100 \text{ ft}$

Tinggi minimum resin adalah 30 in = 2,5 ft

(Tabel 12.4 Flynn, 1979)

$$\begin{aligned} \text{Sehingga volume resin yang yang dibutuhkan} &= 2,5 \text{ ft} \times 3,14 \text{ ft}^2 \\ &= 7,85 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Waktu regenerasi} = 24,893 \text{ hari} = 597,437 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan regenerant} &= \frac{3,153 \times 3,5}{10} \\ &= 1,104 \text{ lb/hari} = 0,501 \text{ kg/hari} \\ &= 10,773 \text{ lb/hari} = 4,887 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

#### 5. Deaerasi

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (ion exchanger) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada daerator ini, air dipanaskan hingga 90°C agar gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan menutupi permukaan pipa-pipa dan hal ini akan menyebabkan korosi pada pipa-pipa ketel. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas di dalam deaerator.

Untuk air proses, masih diperlukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses softener dan deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin, 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)<sub>2</sub>.

$$\text{Total kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi} = 400 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kaporit yang digunakan mengandung klorin} = 70\%$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan klorin} &= 2 \text{ ppm berat air} \\ &\text{(Gordon, 1968)} \end{aligned}$$

$$\text{Total Kebutuhan (Ca(ClO)}_2) = 0,002 \text{ kg/jam}$$

### 7.3 Kebutuhan Listrik

Perincian kebutuhan listrik diperkirakan sebagai berikut:

1. Unit proses, daya yang dibutuhkan pada unit proses sebesar 91 Hp dengan rincian sebagai berikut:

Tabel 7.5 Kebutuhan Daya pada Unit Proses

No	Nama Alat	Kebutuhan Daya (Hp)
1	Pompa Reaktor 2	0,100
2	Pompa Rotary Waher	0,100
3	Reaktor 1	1,500
4	Reaktor 2	3,000
5	Disk Chipper	142,000
6	Centrifuge	1,000
7	Tangki Pencampur	6,800
8	Tangki Bleaching	127,000
<b>Total Daya</b>		<b>281,500</b>

2. Unit utilitas, daya yang dibutuhkan pada unit utilitas sebesar 9,75 Hp dengan rincian sebagai berikut :

Tabel 7.6 Kebutuhan Daya pada Unit Utilitas

No	Nama Alat	Kebutuhan Daya (Hp)
1	Pompa <i>Screening</i>	1
2	Pompa Sedimentasi	0,5
3	Tangki Pelarutan Alum	0,25
4	Pompa Alum	0,0625
5	<i>Clarifier</i>	0,25
6	Pompa <i>Clarifier</i>	1
7	Pompa <i>Cation Exchanger</i>	2
8	Tangki Pelarutan Asam Sulfat	0,25
9	Pompa Asam Sulfat	0,25
10	Pompa <i>Cation Exchanger</i>	0,25
11	Tangki Pelarutan NaOH	0,25
12	Pompa NaOH	0,25
13	Pompa <i>Anion Exchanger</i>	0,25
14	Pompa Tangki Utilitas	0,25
15	Pompa Menara Pendingin	0,25
16	Tangki Kaporit	0,25
17	Pompa Kaporit	0,0625
18	Pompa Tangki Utilitas	0,25

19	Pompa Domestik	0,0625
20	Pompa Daerator	1
<b>Total Daya</b>		<b>9,44</b>

3. Ruang kontrol dan laboratorium = 10 Hp

4. Penerangan dan kantor = 10 Hp

5. Bengkel = 15 Hp

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan listrik} &= 284,758 + 9,44 + 10 + 10 + 15 \\ &= 329,195 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ Kw/Hp} \\ &= 294,577 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk cadangan 20\%} &= (1+0,2) \times 329,195 \text{ kW} \\ &= 294,577 \text{ kW} \end{aligned}$$

Efisiensi generator 80% maka

$$\begin{aligned} \text{Daya output generator} &= \frac{294,577}{0,8} \\ &= 152 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### 7.4 Kebutuhan Bahan Bakar

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

Keperluan bahan bakar generator

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19.860 \text{ Btu/lbm} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Densitas bahan bakar solar} = 0,89 \text{ kg/L} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Daya output generator} = 152 \text{ kW}$$

Daya generator yang dihasilkan :

$$\begin{aligned} &= 152 \text{ kW} \times (0,9478 \text{ Btu/det})/\text{kW} \times 3.600 \text{ det/jam} \\ &= 518.636 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah bahan bakar} = 518.636 \text{ Btu/jam} / 19.860 \text{ Btu/lbm} \times 0,45359 \text{ kg/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan solar} &= 11,845 \text{ kg/jam} = 11,845 \text{ L/jam} \\ &= \frac{11,845}{0,890} \\ &= 13,309 \text{ ltr/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan total solar untuk 2 generator} = 26,619 \text{ L/jam}$$

### **Keperluan bahan bakar ketel uap**

Uap yang dihasilkan ketel uap = 1.619,594 kg/jam

Panas laten saturated steam (250°C) = 1.714,7 kJ/kg

Panas yang dibutuhkan ketel

$$= 1.619,594 \text{ kg/jam} \times 1.714,7 \text{ kJ/kg} / 1,05506 \text{ kJ/Btu}$$

$$= 2.632.189,529 \text{ Btu/jam}$$

Efisiensi ketel uap = 75%

$$\begin{aligned} \text{Panas yang harus disuplai ketel} &= \frac{2.632.189,529}{0,75} \\ &= 3.509.586,038 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Nilai bahan bakar solar = 19.860 Btu/lbm (Perry, 1997)

Jumlah bahan bakar :

$$= \frac{3.509.586,038}{19.860} \times 0,45359 \text{ kg/lbm}$$

$$= 90,064 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{80,157}{0,890}$$

$$= 80,157 \text{ ltr/jam}$$

Total kebutuhan solar = 26,619 ltr/jam + 90,064 ltr/jam

$$= 116,682 \text{ ltr/jam}$$

### **7.5 Unit Pengolahan Limbah**

Dalam kegiatan industri, air limbah akan mengandung zat-zat atau kontaminan yang dihasilkan dari sisa bahan baku, sisa pelarut atau bahan aditif, produk terbuang atau gagal, pencucian dan pembilasan peralatan, blowdown beberapa peralatan seperti kettle boiler dan sistem air pendingin, serta sanitary wastes. Agar dapat memenuhi baku mutu, industri harus menerapkan prinsip pengendalian limbah secara cermat dan terpadu baik di dalam proses produksi (in-pipe pollution prevention) dan setelah proses produksi (end-pipe pollution prevention).

Pengendalian dalam proses produksi bertujuan untuk meminimalkan volume limbah yang ditimbulkan, juga konsentrasi dan toksisitas kontaminannya. Sedangkan pengendalian setelah proses produksi dimaksudkan untuk menurunkan kadar bahan pencemar sehingga pada akhirnya air tersebut memenuhi baku mutu yang sudah ditetapkan. Demi kelestarian lingkungan



hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah (Hidayat, 2008).

Pengontrolan air limbah (wastewater) haruslah dimulai dengan suatu pengertian akan sumbernya dan efek yang terjadi dengan adanya polutan yang terdapat didalamnya. Lalu dilanjutkan dengan langkah penganalisaan sumber polutannya (Pohan, 2010). Pada pabrik pembuatan selulosa asetat, unit pengolahan limbah dirancang untuk mengubah suatu kondisi air LIMBAH yang merupakan buangan dari berbagai proses menjadi kondisi yang dapat diterima oleh lingkungan disekitarnya. Sehingga aman dan tidak mencemari lingkungan. Sumber-sumber limbah cair pabrik pembuatan selulosa asetat ini meliputi :

- a. Limbah proses seperti buangan uap evaporator, dan uap air dari rotary dryer.
- b. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik. Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik.
- c. Limbah 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.
- d. Limbah 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 yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

Pengolahan limbah cair pada pabrik pembuatan selulosa asetat ini dilakukan dengan menggunakan sistem activated sludge (sistem lumpur aktif), mengingat cara ini dapat menghasilkan effluent dengan BOD yang lebih rendah (20 – 30 mg/l) (Perry, 1997).

## Spesifikasi Peralatan Utilitas

### 1. Screening (SC – 01)

Fungsi	: Menyaring partikel-partikel padat yang besar
Jenis	: Bar Screen
Jumlah	: 1 unit
Bahan Kontruksi	: Stainless steel
Ukuran Screening	
Panjang	: 2 m
Lebar	: 2 m
Ukuran bar	
Lebar	: 5 mm
Tebal	: 20 mm
Bar clear spacing	: 20 mm
Jumlah bar	: 50 unit

### 2. Pompa Utilitas

Ada beberapa pompa utilitas, yaitu :

1. PU-01 : Memompa air sungai ke bak sedimentasi
2. PU-02 : Memompa air dari bak sedimentasi ke clarifier
3. PU-03 : Memompa larutan alum dari tangki pelarutan alum ke clarifier
4. PU-04 : Memompa air dari clarifier ke sand filter
5. PU-05 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke *cation exchanger*
6. PU-06 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke water cooling tower
7. PU-07 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke tangki utilitas 2
8. PU-08 : Memompa asam sulfat dari tangki pelarutan asam sulfat ke penukar kation (*cation exchanger*)
9. PU-09 : Memompa air dari *cation exchanger* ke *anion exchanger*
10. PU-10 : Memompa larutan natrium hidroksida dari tangki pelarutan natrium hidroksida ke penukar anion (*anion exchanger*)
11. PU-11 : Memompa air dari *anion exchanger* ke deaerator
12. PU-12 : Memompa larutan kaporit dari tangki pelarutan kaporit ke tangki utilitas 2
13. PU-13 : Memompa air dari tangki utilitas 2 ke kebutuhan domestik

14. PU-14 : Memompa air pendinginan dari menara pendingin air untuk distribusikan
15. PU-15 : Memompa air dari deaerator ke ketel uap

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Tabel 7. 1 Spesifikasi Pompa Utiiitas

No	Pompa	Laju alir (kg/jam)	Diameter Optimum (in)	Daya pompa (hp)	Daya pompa standar (hp)
1	PU-01	16.726,390	2,964	0,712	1
2	PU-02	16.726,390	2,964	0,836	1
3	PU-03	0,836	0,031	0,00001	0,25
4	PU-04	16.726,390	2,964	0,836	1
5	PU-05	2.090,502	1,163	0,029	0,25
6	PU-06	14.045,888	2,740	0,489	0,5
7	PU-07	590	0,658	0,033	0,25
8	PU-08	10,407	0,105	0,0002	0,25
9	PU-09	2.090,502	1,163	0,030	0,25
10	PU-10	4,887	0,066	0,0001	0,25
11	PU-11	2.090,502	1,163	0,030	0,25
12	PU-12	0,002	0,006	0,0000003	0,25
13	PU-13	590	0,658	0,033	0,25
14	PU-14	24.395,811	3,512	1,838	2
15	PU-15	10.452,508	2,399	0,469	0,5

3. Bak Sedimentasi (BS-01)

Fungsi : Mengendapkan lumpur yang terikut dengan air

Bentuk : Bak dengan permukaan persegi

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Panjang : 4 ft

Lebar : 2,175 ft

Tinggi : 10 ft

Waktu tinggal : 14,642 menit

#### 4. Tangki Pelarutan

Ada beberapa jenis tangki pelarutan, yaitu :

1. TP-01 : Tempat larutan alum
2. TP-02 : Tempat larutan asam sulfat
3. TP-03 : Tempat larutan NaOH
4. TP-04 : Tempat larutan kaporit

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283

grade C Jumlah : 1 unit

Tabel 7.2 Spesifikasi Tangki Pelarutan

Tangki	Volume tangki (m <sup>3</sup> )	Diameter tangki (m)	Daya pengaduk (hp)	Daya standar (hp)
TP-01	1,767	0,500	0,002	0,25
TP-02	7,057	2,248	0,217	0,5
TP-03	2,897	1,230	0,006	0,25
TP-04	0,002	0,001	$3,537 \cdot 10^{-17}$	0,25

#### 5. Clarifier (CL-01)

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

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Kondisi operasi : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Diameter : 0,914 m

Tinggi : 1,371 m

Tebal shell : 0,6 in

Daya motor : 0,25 Hp

Waktu Tinggal : 1 jam

#### 6. Tangki Utilitas (TU-01)

Fungsi : Menampung air untuk didistribusikan

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Kondisi operasi : Temperatur = 30°C  
Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Diameter : 2,365 m

Tinggi : 2,838 m

Tebal shell : 2 in

7. Penukar Kation/ Cation Exchanger (CE-01)

Fungsi : Mengurangi kesadahan air

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Resin yang digunakan : Amberlite IR-120 Silinder

Diameter : 0,610 m

Tinggi : 0,914 m

Tebal shell : 0,187 in

8. Penukar Anion/ Anion Exchanger (AE-01)

Fungsi : Membentuk anion yang terdapat dalam air umpan  
ketel

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Resin yang digunakan : Dowex 2 Silinder

Diameter : 0,113 m

Tinggi : 0,141 m

Tebal : 1,5 in

9. Menara Pendingin Air/ Water Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas dari  
temperatur 35°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 =  $35^{\circ}\text{C} = 95^{\circ}\text{F}$

Suhu air keluar menara =  $25^{\circ}\text{C} = 77^{\circ}\text{F}$

Panjang : 6 ft

Lebar : 6 ft

Tinggi : 6 ft

10. Tangki Utilitas (TU-02)

Fungsi : Menampung air domestik sebelum di distribusi

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar  
Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Kondisi operasi : Temperatur =  $30^{\circ}\text{C}$   
Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Diameter : 2,365 m

Tinggi : 2,838 m

Tebal shell : 2 in

11. Deaerator (DE-01)

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

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283, Grade C

Kondisi operasi : Temperatur =  $90^{\circ}\text{C}$   
Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Diameter : 0,388 m

Tinggi : 0,776 m

Tebal : 0,131 in

12. Ketel Uap (KU - 01)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa air

Bahan Kontruksi : Carbon Steel  
Jumlah : 1 unit  
Kapasitas : 10.452,508 kg/jam  
Panjang Tube : 18 ft

Diameter tube : 1,5 in  
Jumlah tube : 130,658 unit



## **BAB VIII**

### **LAYOUT PABRIK DAN LOKASI PABRIK**

#### **8.1 Lokasi Pabrik**

Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan dan kelangsungan dari industri, baik pada masa sekarang maupun pada masa yang akan datang, karena hal ini berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi, yaitu pertimbangan dalam mempelajari sikap dan sifat masyarakat di sekitar lokasi pabrik.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka Pabrik Selulosa Asetat dari Kulit Buah Kakao ini direncanakan berlokasi di daerah KIPA (Kawasan Industri Palopo) Kecamatan Telluwanua, Kota Palopo, Sulawesi Selatan. Dasar pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik ini adalah:

1. Bahan baku

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran sehingga transportasi dapat berjalan dengan lancar. Bahan baku utama yaitu Kulit Buah Kakao diperoleh dari perkebunan rakyat di Luwu, Luwu Utara dan Luwu Timur.

2. Transportasi

Pembelian bahan baku dapat dilakukan melalui jalan darat. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik memiliki sarana transportasi darat yang cukup memadai. Lokasi pabrik dekat dengan jalan lintas, sehingga mempermudah transportasi baik untuk bahan baku maupun bahan pendukung lainnya. Produk dapat langsung dijual ke pasar karena dekat dengan Pelabuhan Tanjung Ringgit.

3. Letak dari pasar dan kondisi pemasaran

Produk selulosa asetat dapat diangkut ataupun dikapalkan dengan mudah ke daerah pemasaran dalam dan luar negeri. Kebutuhan selulosa asetat menunjukkan peningkatan dari tahun ke tahun, dengan demikian pemasarannya tidak akan mengalami hambatan.



4. Kebutuhan air

Air yang dibutuhkan dalam proses diperoleh dari sumur bor yang dibuat di sekitar pabrik untuk proses, sarana utilitas dan keperluan rumah tangga.

5. Kebutuhan tenaga listrik dan bahan bakar

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan mesin generator listrik milik pabrik sendiri dan Perusahaan Listrik Negara (PLN). Bahan bakar untuk unit proses, utilitas dan generator diperoleh dari Pertamina daerah Palopo.

6. Tenaga kerja

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

7. Biaya tanah

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

8. Kondisi iklim dan cuaca

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

9. Kemungkinan perluasan dan ekspansi

Ekspansi pabrik dimungkinkan karena tanah sekitar cukup luas.

10. Sosial masyarakat

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

## 8.2 Tata Letak Pabrik

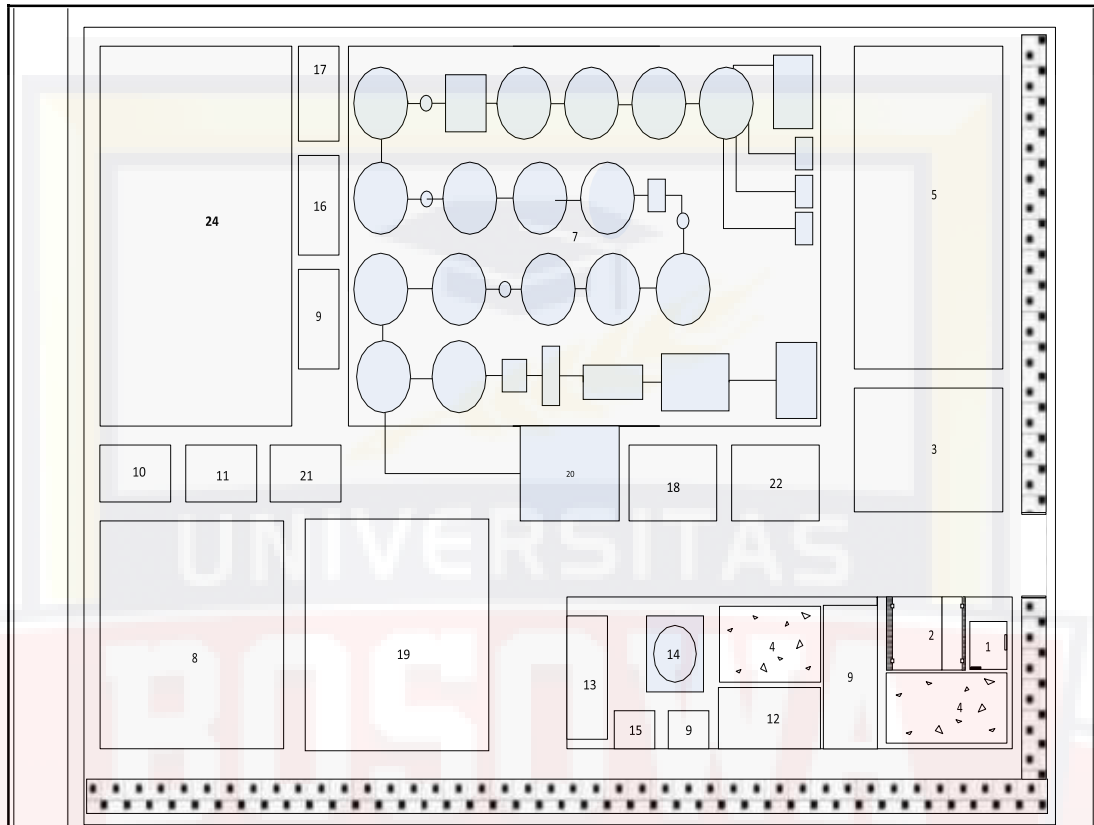
Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk. Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (*areal handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (Peters, 2004).

1. Urutan proses produksi.
2. Pengembangan lokasi baru atau penambahan / perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku
4. Pemeliharaan dan perbaikan.
5. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses / mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
8. Masalah pembuangan limbah cair.
9. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Peters et al, 2004) :

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi material *handling*.
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*.
3. Mengurangi ongkos produksi.
4. Meningkatkan keselamatan kerja.

5. Mengurangi kerja seminimum mungkin.
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.



Keterangan : Tanpa skala

Gambar 8.1 Tata Letak Pabrik Pembuatan Selulosa Asetat dari Kulit Buah Kakao.

### 8.3. Perincian Luas Tanah

Luas tanah yang berdirinya pabrik diuraikan dalam Tabel 8.1. berikut

ini: Tabel 8.1 Perincian Luas Tanah

No	Jenis areal	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos jaga	20
2	Rumah timbangan	50
3	Parkir	500
4	Taman	1500
5	Area bahan baku	1500
6	Ruang control	100
7	Area proses	6000
8	Area produk	300
9	Perkantoran	200
10	Laboratorium (R&D)	200
11	Quality Control Dept	100
12	Poliklinik	300
13	Kantin	100
14	Ruang ibadah	300
15	Perpustakaan	50
15	Gudang peralatan	100
16	Bengkel	100
17	Unit pemadaman kebakaran	50
18	Unit pengolahan air	2000
19	Pembangkit listrik	500
20	Pembangkit uap	500
21	Unit pengolahan limbah	485
22	Perumahan karyawan	3000
23	Jalan	1000
24	Area perluasan	700
Total		20.605

Maka total luas tanah yang dibutuhkan untuk membangun pabrik pembuatan selulosa asetat adalah 20.605 m.

## **BAB IX**

### **ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN**

Masalah organisasi merupakan hal yang penting dalam perusahaan, hal ini menyangkut efektivitas dalam peningkatan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang dihasilkan. Dalam upaya peningkatan efektivitas dan kinerja perusahaan maka pengaturan atau manajemen harus menjadi hal yang mutlak. Tanpa manajemen yang efektif dan efisien tidak akan ada usaha yang berhasil cukup lama. Dengan adanya manajemen yang teratur dan baik dari kinerja sumber daya manusia maupun terhadap fasilitas yang ada, secara otomatis organisasi akan berkembang (Madura, 2000).

#### **9.1 Bentuk Hukum Badan Usaha**

Dalam mendirikan suatu perusahaan yang dapat mencapai tujuan dari perusahaan itu secara terus-menerus, maka harus dipilih bentuk perusahaan apa yang harus didirikan agar tujuan itu tercapai. Bentuk badan usaha dalam Pra Rancangan Pabrik Selulosa Asetat dari Kulit Buah Kakao yang direncanakan ini adalah perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham.

Dasar-dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan PT adalah sebagai berikut :

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin, sebab tidak tergantung pada pemegang saham, dimana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual sahamnya kepada orang lain.
3. Mudah mendapatkan modal, yaitu dari bank maupun dengan menjual saham.
4. Tanggung jawab yang terbatas dari pemegang saham terhadap hutang perusahaan.
5. Penempatan pemimpin atas kemampuan pelaksanaan tugas.

## 9.2 Manajemen Perusahaan

Fungsi dari manajemen adalah meliputi usaha memimpin dan mengatur faktor-faktor ekonomis sedemikian rupa, sehingga usaha itu memberikan perkembangan dan keuntungan bagi mereka yang ada di lingkungan perusahaan. Dengan demikian, jelaslah bahwa pengertian manajemen itu meliputi semua tugas dan fungsi yang mempunyai hubungan yang erat dengan permulaan dari pembelanjaan perusahaan (*financing*).

Dengan penjelasan ini dapat diambil suatu pengertian bahwa manajemen itu diartikan sebagai seni dan ilmu perencanaan (*planning*), pengorganisasian, penyusunan, pengarahan, dan pengawasan dari sumber daya manusia untuk mencapai tujuan (*criteria*) yang telah ditetapkan (Siagian, 1992). Manajemen dibagi menjadi tiga kelas pada perusahaan besar yaitu (Siagian, 1992) :

1. *Top* manajemen
2. *Middle* manajemen
3. *Operating* manajemen

Orang yang memimpin (pelaksana) manajemen disebut dengan manajer. Manajer ini berfungsi atau bertugas untuk mengawasi dan mengontrol agar manajemen dapat dilaksanakan dengan baik sesuai dengan ketentuan yang digariskan bersama. Syarat-syarat manajer yang baik adalah (Madura, 2000) :

1. Harus menjadi contoh (teladan)
2. Harus dapat menggerakkan bawahan
3. Harus bersifat mendorong
4. Penuh pengabdian terhadap tugas-tugas
5. Berani dan mampu mengatasi kesulitan yang terjadi
6. Bertanggung jawab, tegas dalam mengambil atau melaksanakan keputusan yang diambil.
7. Berjiwa besar.

### 9.3 Organisasi Perusahaan

Perkataan organisasi, berasal dari kata lain “organum” yang dapat berarti alat, anggota badan. James D. Mooney, mengatakan: “Organisasi adalah bentuk setiap perserikatan manusia untuk mencapai suatu tujuan bersama”, sedang Chester I. Barnard memberikan pengertian organisasi sebagai: “Suatu sistem daripada aktivitas kerjasama yang dilakukan dua orang atau lebih” (Siagian,1992).

Bentuk organisasi dalam pabrik selulosa asetat dari kulit buah kakao adalah bentuk organisasi garis. Dasar-dasar pertimbangan pemilihan bentuk organisasi garis adalah sebagai berikut:

1. Organisasi masih kecil, jumlah karyawan sedikit, dan spesialisasi kerja belum begitu tinggi.
2. Kesatuan komando terjamin dengan baik, karena pimpinan berada di atas satu tangan.
3. Proses pengambilan keputusan berjalan dengan cepat karena jumlah orang yang diajak berdiskusi masih sedikit atau tidak ada sama sekali.
4. Rasa solidaritas di antara para karyawan umumnya tinggi karena saling mengenal.

### 9.4 Uraian Tugas, Wewenang dan Tanggung Jawab

#### 9.4.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang dilakukan minimal satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu hal, RUPS dapat dilakukan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS dihadiri oleh pemilik saham, Dewan Komisaris dan Direktur. Hak dan wewenang RUPS (Sutarto,2002) :

1. Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris dan *General Manager* lewatsuatu sidang.
2. Dengan musyawarah dapat mengganti Dewan Komisaris dan *General Manager* serta mengesahkan anggota pemegang saham bila mengundurkan diri.
3. Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan,

dicadangkan, atau ditanamkan kembali.

#### 9.4.2 Dewan Komisaris

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

1. Menentukan garis besar kebijaksanaan perusahaan.
2. Mengadakan rapat tahunan para pemegang saham.
3. Meminta laporan pertanggungjawaban Direktur secara berkala.
4. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan dan pelaksanaan tugas Direktur.

#### 9.4.3 General Manager

*General Manager* merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh Dewan Komisaris. Adapun tugas-tugas *General Manager* adalah:

1. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.
2. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
3. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan.
4. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
5. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerjapada perusahaan.

#### 9.4.4 Sekretaris

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

#### 9.4.5 Manajer Produksi

Manajer Produksi bertanggung jawab langsung kepada *General Manager*. Tugasnya mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan masalah proses baik di bagian produksi maupun utilitas. Dalam menjalankan



tugasnya Manajer Produksi dibantu oleh tiga Kepala Seksi, yaitu Kepala Seksi Proses, Kepala Seksi Laboratorium QCD (*Quality Control Dept*) dan R&D (Penelitian dan Pengembangan) dan Kepala Seksi Utilitas.

#### 9.4.6 Manajer Teknik

Manajer Teknik bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama. Tugasnya mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan masalah teknik baik di lapangan maupun di kantor. Dalam menjalankan tugasnya Manajer Teknik dibantu oleh tiga Kepala Seksi, yaitu Kepala Seksi Listrik, Kepala Seksi Instrumentasi dan Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik (Mesin).

#### 9.4.7 Manajer Umum dan Keuangan

Manajer Umum dan Keuangan bertanggung jawab langsung kepada *General Manager* dalam mengawasi dan mengatur keuangan, administrasi, personalia dan humas. Dalam menjalankan tugasnya Manajer Umum dan Keuangan dibantu oleh lima Kepala Seksi (Kasie.), yaitu Kepala Seksi Keuangan, Kepala Seksi Administrasi, Kepala Seksi Personalia, Kepala Seksi Humas dan Kepala Seksi Keamanan.

#### 9.4.8 Manajer Pembelian dan Pemasaran

Manajer Pembelian dan Pemasaran bertanggung jawab langsung kepada *General Manager*. Tugasnya mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Manajer ini dibantu oleh tiga Kepala Seksi, yaitu Kepala Seksi Pembelian, Kepala Seksi Penjualan serta Kepala Seksi Gudang/Logistik

### 9.5 Sistem Kerja

Pra Rancangan Pabrik Selulosa asetat direncanakan beroperasi 330 hari pertahun secara kontinu 24 jam sehari.

Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi tiga golongan, yaitu :

### 9.5.1 Karyawan non-shift

Karyawan *non-shift*, yaitu karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian administrasi, bagian gudang, dan lain-lain.

Jam kerja karyawan *non-shift* ditetapkan 45 jam per minggu dan jam kerjaselebihnya dianggap lembur. Perincian jam kerja *non-shift* adalah:

### 9.5.2 Karyawan Shift

Untuk pekerjaan yang langsung berhubungan dengan proses produksi yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, para karyawan diberi pekerjaan bergilir (*shift work*). Pekerjaan dalam satu hari dibagi tiga *shift*, yaitu tiap *shift* bekerja selama 8 jam dan 15 menit pergantian *shift* dengan pembagian sebagai berikut :

- *Shift I* (pagi) : 07.00 – 15.00 WIB
- *Shift II* (sore) : 15.00 – 23.00 WIB
- *Shift III* (malam) : 23.00 – 07.00 WIB

Jam kerja bergiliran berlaku bagi karyawan. Untuk memenuhi kebutuhan pabrik, setiap karyawan *shift* dibagi menjadi empat regu dimana tiga regu kerja dan satu regu istirahat. Pada hari Minggu dan libur nasional karyawan *shift* tetap bekerja dan libur 1 hari setelah tiga kali *shift*.

Tabel 9.1 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	I	I	I	II	II	II	-	-	III	III	III	-
B	II	II	II	-	-	III	III	III	-	I	I	I
C	-	-	III	III	III	-	I	I	I	II	II	II
D	III	III	-	I	I	I	II	II	II	-	-	III

Jam kerja tersebut dapat berubah dari waktu ke waktu sesuai dengan kepentingan operasional perusahaan yang tentunya dengan mengindahkan peraturan perundang-undangan yang berlaku

## 9.6 Jumlah Karyawan dan Tingkat Pendidikan

Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan / pabrik, dibutuhkan susunan karyawan seperti pada struktur organisasi. Jumlah karyawan yang dibutuhkan adalah sebagai berikut :

Tabel 9.2 Jumlah Karyawan dan Kualifikasinya

Jabatan	Jumlah	Pendidikan
<i>General Manajer</i>	1	Majemen (S1) /Teknik (S1)
Dewan Komisaris	3	Manajemen / Teknik (S1)
Sekretaris	1	Akutansi (S1) / Teknik (S1)
Manajer Teknik dan Produksi	1	Teknik Kimia/Industri (S1)
Manajer R&D	1	Teknik Industri/Kimia (S1)
Manajer Umum dan Keuangan	1	Ekonomi / Manajemen (S1)
Kepala Bagian Keuangan	1	Ekonomi / Manajemen (S1)
Kepala Bagian Umum dan Personalia	1	Hukum (S1)
Kepala Bagian Teknik	1	Teknik Industri (S1)
Kepala Bagian Produksi	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Bagian Laboratorium R&D	1	MIPA Kimia (S1)
Kepala Bagian QC/QA	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Seksi Proses	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Seksi Utilitas	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	Teknik Mesin/ Elektro (S1)
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	Teknik Mesin (S1)
Kepala Seksi Keuangan	1	Akuntansi (S1)
Kepala Seksi Pemasaran	1	Manajemen Pemasaran (S1)
Kepala Seksi Administrasi dan Personalia	1	Manajemen/Akutansi/ Psikologi (S1)
Kepala Seksi Humas	1	Hukum (S1)
Kepala Seksi Keamanan	1	Pensiunan TNI / Polisi
Karyawan Proses	30	Teknik Kimia (S1) / Politeknik (D3)
Karyawan Laboratorium QC/QA dan R&D	6	MIPA Kimia (S1) / Kimia Analisa (D3)
Karyawan Utilitas	10	Teknik Kimia (S1) / Politeknik (D3)
Karyawan Unit Pembangkit Listrik dan Instrumentasi	10	Teknik Elektro / Mesin (S1)

Karyawan Pemeliharaan Pabrik	10	Teknik Mesin (S1) / Politek. Mesin (D3)
Karyawan Bag. Keuangan	3	Akutansi / Manajemen (D3)
Karyawan Bag. Administrasi dan Personalia	6	Ilmu Komputer (D1)/Akutansi (D3)
Karyawan Bag. Humas	4	Akutansi / Manajemen (D3)
Karyawan Penjualan/ Pemasaran	5	Manajemen Pemasaran (D3)
Petugas Keamanan	10	SLTP / STM / SMU / D1
Karyawan Gudang / Logistik	8	SLTP / STM / SMU / D1
Dokter	2	Kedokteran (S1)
Perawat	2	Akademi Perawat (D3)
Petugas Kebersihan	6	SLTP / SMU
Supir	10	SMU / STM
<b>Jumlah</b>	<b>145</b>	

## 9.7 Sistem Pengajian

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian, resiko kerja. Perincian gaji karyawan adalah sebagai berikut :

Tabel 9.3 Perincian Gaji Karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji/bulan (Rp)</b>	<b>Jumlah Gaji/bulan (Rp)</b>
<i>General Manejer</i>	1	20.000.000	20.000.000
Dewan Komisaris	3	25.000.000	75.000.000
Sekretaris	1	8.000.000	16.000.000
Manajer Teknik dan Produksi	1	15.000.000	15.000.000
Manajer Pembelian dan Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
Manajer Umum dan Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian Umum dan Personalia	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian Produksi	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian R&D	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian QC/QA	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Seksi Proses	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Keuangan	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Pemasaran	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Administrasi dan Personalia	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Humas	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	4.000.000	4.000.000

Karyawan Proses	30	3.500.000	105.000.000
Karyawan Laboratorium QC/QA dan R&D	6	3.500.000	21.000.000
Karyawan Utilitas	10	3.500.000	35.000.000
Karyawan Unit Pembangkit Listrik dan Instrumentasi	10	3.500.000	35.000.000
Karyawan Pemeliharaan Pabrik	10	3.500.000	35.000.000
Karyawan Bag. Keuangan	3	3.500.000	10.500.000
Karyawan Bag. Administrasi dan Personalia	6	3.500.000	21.000.000
Karyawan Bag. Humas	4	3.500.000	14.000.000
Karyawan Penjualan/ Pemasaran	5	3.500.000	17.500.000
Karyawan Gudang / Logistik	10	3.500.000	35.000.000
Petugas Keamanan	8	2.000.000	28.000.000
Dokter	2	5.000.000	10.000.000
Perawat	2	2.500.000	5.000.000
Petugas Kebersihan	6	2.000.000	12.000.000
Supir	10	2.000.000	20.000.000
<b>Jumlah</b>	145		641.560.694

### 9.8 Fasilitas Tenaga Kerja

Selain upah resmi, perusahaan juga memberikan beberapa fasilitas kepada setiap tenaga kerja antara lain:

1. Fasilitas cuti tahunan.
2. Fasilitas Tunjangan hari raya dan bonus.
3. Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian, yang diberikan kepada keluarga/ ahli waris tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja maupun di luar tempat kerja.
4. Pelayanan kesehatan secara cuma – cuma.
5. Penyediaan sarana transportasi/ bus karyawan.

6. Penyediaan kantin, tempat ibadah, dan sarana olah raga.
7. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu, seragam, helm, pelindungmata, dan sarung tangan).
8. Fasilitas kendaraan untuk para manager dan bagi karyawan pemasaran dan pembelian.
9. *Family Gathering Party* (acara berkumpul semua karyawan dan keluarga) setiapsatu tahun sekali.
10. Bonus 0,5 % dari keuntungan perusahaan akan didistribusikan untuk seluruh karyawan yang berprestasi.



## BAB X

### EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi digunakan untuk menentukan apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

- A. Laju pengembalian modal (Internal Rate of Return, IRR)
- B. Waktu pengembalian modal minimum (Minimum Pay Out Period, MPP)
- C. Titik impas (Break event Point, BEP)
- D. Shut down point (SDP)

#### **10.1 PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI (*PRODUCTION COST*)**

10.1.1 Modal Investasi ( *Capital Investment* ), meliputi :

Modal investasi adalah seluruh modal untuk mendirikan pabrik dan mulai menjalankan usaha sampai mampu menarik hasil penjualan. Modal investasi terdiri dari :

##### 1. Modal Tetap ( *Fixed Capital* )

Merupakan modal yang diperlukan untuk mendirikan bangunan pabrik, membeli dan memasang mesin, peralatan proses, dan peralatan pendukung yang diperlukan untuk operasi pabrik.

Modal tetap ini meliputi :

- Harga peralatan
- Pemasangan alat
- Instrumentasi dan Kontrol
- Perpipaan
- Instalasi Listrik
- Gudang dan perawatan
- Fasilitas pelayanan
- Halaman
- Tanah
- Biaya tak langsung
- Biaya tak terduga

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh modal tetap sebesar Rp732.786.683.949,-



## 2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk memulai usaha sampai mampu menarik keuntungan dari hasil penjualan dan memutar keuangannya.

Dimana :  $WCI = 15\% TCI$

## 3. Modal total (*Total Capital Investment*)

$$\begin{aligned} TCI &= FCI + 0.15 TCI \\ TCI - 0.15 TCI &= FCI \\ 0.85 TCI &= FCI \\ TCI &= FCI/0.85 \\ &= \text{Rp } 732.786.683.949 / 0.85 \\ &= \text{Rp } 862.101.981.117 \end{aligned}$$

### 10.1.2 Biaya Manufaktur (*Manufacturing Cost*)

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh :

- a) Biaya produksi langsung (*direct production cost*)  
=  $\text{Rp } 563.535.883.966 + 0,13 TPC$
- b) Biaya tetap (*fixed changes*)  
=  $\text{Rp } 80.606.535.234$
- c) Biaya pengeluaran tambahan pabrik  
(*Plant overhead cost*) 3 % TPC =  $\text{Rp. } 0,03 TPC$

#### **Jadi total manufacturing cost (TMC)**

$$\begin{aligned} &= (a) + (b) + (c) \\ &= 563.535.883.966 + 0,13 + \text{Rp } 80.606.535.234 + 0,03 TPC \\ &= \text{Rp } 644.142.419.200 TPC \end{aligned}$$

### 10.1.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

1. Biaya Administrasi (2% TPC) Rp. 0,02 TPC
  2. Biaya Distribusi Penjualan (2% TPC) Rp. 0,02 TPC
  3. Riset dan Pengembangan (2% TPC) Rp. 0,02 TPC
  4. Pembiayaan (2% TCI) Rp 17.242.039.622
- Total (GE)** Rp 17.242.039.622 + Rp.0,06 TPC

**Maka Total Biaya Produksi (Total Product Cost)**

$$\text{TMC} = \text{Rp } 644.142.419.200 + 0,16 \text{ TPC}$$

$$\text{GE} = \text{Rp } 17.242.039.622 + 0,06 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 847.928.793.361 + 0,22 \text{ TPC}$$

$$1 \text{ TPC} - 0,22 \text{ TPC} = \text{Rp } 661.384.458.822$$

$$0,78 \text{ PC} = \text{Rp } 661.384.458.822$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 847.928.793.362$$

$$\text{TCM} = \text{Rp } 779.811.026.138$$

$$\text{GE} = \text{Rp } 68.117.767.224$$

**10.1.4 Laba Perusahaan**

a. Laba sebelum pajak = Rp260.958.706.637

b. Pajak penghasilan = Rp52.191.741.327

c. Laba setelah pajak = Rp31.373.154.504

**10.2 ANALISA KELAYAKAN**

**a. Biaya Tetap (FC)**

Biaya tetap adalah biaya yang jumlahnya tidak tergantung pada jumlah produksi.

Depresiasi (10%FCI) Rp 58.622.934.715

Pajak (2%FCI) Rp 14.655.733.678

Asuransi (1%FCI) Rp 7.327.866.839

**Total Rp 80.606.535.234**

**b. Biaya Variabel (VC)**

Biaya variabel adalah biaya yang jumlahnya tergantung pada jumlah produksi.

Bahan baku dan pembantu Rp 635.513.100.552

Utilitas (10% TPC) Rp 84.792.879.336

Paten dan royalty (0.02 TPC) Rp 16.958.575.867

**Total Rp 737.264.555.755**

**Total harga penjualan (S) Rp 1.108.887.500**

**Biaya Semi Variabel (SVC)**

Pembiayaan Rp 0,03

Gaji karyawan Rp 641.560.694

Laboratorium	Rp 64.156.069
Pemeliharaan dan perbaikan	Rp 14.655.733.678
Operasi suplay	Rp 3.663.933.419
Plant over head cost (5% TPC)	Rp 50.875.727.601
Administrasi (4% TPC)	Rp 33.917.151.734
Riset dan pengembangan (4% TPC)	Rp 33.917.151.734
Distribusi dan penjualan (4% TPC)	Rp 33.917.151.734
<b>Total</b>	<b>Rp 171.652.566.667</b>

c. *Return on Investment (ROI)*

ROI adalah besarnya persentase pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan.

ROI sebelum pajak

$$= \frac{\text{laba kotor}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

$$= 30,27 \%$$

ROI sesudah pajak

$$= \frac{\text{Rp } 208.766.965.309}{\text{Rp } 862.101.981.117} \times 100\%$$

$$= 24,21 \%$$

d. *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time* adalah angka yang menunjukkan berapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar modal total modal investasi dengan penghasilan bersih tiap tahun.

POT sebelum pajak

$$= \frac{\text{FCI}}{\text{Laba Kotor+Depresiasi}}$$

$$= 2,29 \text{ Tahun}$$

POT sesudah pajak

$$= \frac{\text{FCI}}{\text{Laba bersih+Depresiasi}}$$

$$= 2,74 \text{ Tahun}$$

e. *Break Event Point (BEP)*

*Break Even point* adalah keadaan kapasitas produksi pabrik pada saat hasil penjualan hanya dapat menutupi biaya produksi.

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 52,53\% \end{aligned}$$

f. *Shut Down Point (SDP)*

Perhitungan SDP dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 20,48\% \end{aligned}$$

g. *Discounted Cash Flow (i)*

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

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

$$R = (\text{FCI} + \text{WC}) (1 + i)^n - \text{SV} - \text{WC}$$

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

Trial and error untuk mencari nilai  $i$

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

Sehingga diperoleh:

$$\text{Interest } (i) = 26,07\%$$

Nilai bunga komersial di Indonesia saat ini berkisar 6,3% per tahun (<http://bi.go.id>). Sehingga nilai interest pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.

## **BAB XI**

### **KESIMPULAN**

#### **11.1 Kesimpulan**

Berdasarkan hasil perhitungan Pra Perancangan Pabrik Pembuatan Selulosa Asetat dari Kulit Buah Kakao, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Berdasarkan pertimbangan terhadap permintaan Selulosa Asetat yang diperkirakan akan terus meningkat, maka direncanakan pabrik pembuatan Selulosa Asetat dari Kulit Buah Kakao dengan kapasitas 9.500 ton/tahun. Dimana diharapkan dapat memenuhi kebutuhan Selulosa Asetat di dalam negeri.
2. Berdasarkan pertimbangan terhadap penyediaan bahan baku, pemasaran bahan baku dan lingkungan, maka pabrik akan didirikan di daerah Kec. Telluwanua, Kota Palopo, Sulawesi Selatan.
3. Hasil analisis kelayakan ekonomi pabrik pembuatan selulosa asetat dari kulit buah kakao dengan kapasitas 9500 ton/tahun adalah sebagai berikut :
  - a. Keuntungan sebelum pajak : Rp 260.958.706.637
  - b. Keuntungan sesudah pajak : Rp 52.191.741.327
  - c. ROI sebelum pajak : 30,27%
  - d. ROI sesudah pajak : 24,21%
  - e. POT sebelum pajak : 2,29 tahun
  - f. POT sesudah pajak : 2,74 tahun
  - g. BEP : 52,53%
  - h. SDP : 26,62%
  - i. DCF : 17,56%

Dari analisa hasil ekonomi di atas, maka dapat diambil kesimpulan bahwa Pra Perancangan Pabrik Pembuatan Selulosa Asetat layak ditindak lanjuti untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim, a. 2022. [http://en.wikipedia.org/wiki/acetic\\_acid](http://en.wikipedia.org/wiki/acetic_acid), 15 November 2022
- Anonim, b. 2022. [http://en.wikipedia.org/wiki/acetic\\_anhydrate](http://en.wikipedia.org/wiki/acetic_anhydrate), 15 November 2022
- Anonim, c. 2022. [http://en.wikipedia.org/wiki/cellulose\\_acetate](http://en.wikipedia.org/wiki/cellulose_acetate), 15 November 2022
- Anonim, d. 2022. [http://en.wikipedia.org/wiki/sulfuric\\_acid](http://en.wikipedia.org/wiki/sulfuric_acid), 15 November 2022
- Anonim, e. 2022. <http://www.alibaba.com>, 3 Januari 2023
- Anonim, f. 2022. [http://www.bank\\_mandiri.com](http://www.bank_mandiri.com), 3 Januari 2023
- Anonim, h. 2022. <http://www.beacukai.go.id>, 3 Januari 2023
- Anonim, i. 2022. <http://www.bi.go.id>, 3 Januari 2023
- Anonim, j. 2022. <http://www.merck.com>, 3 Januari 2023
- Anonim, k. 2022. <http://www.pertamina.com>, 3 Januari 2023
- Anonim, l. 2022. <http://www.seputarforex.com>, 24 Januari 2023
- Brownell, L.E., Young E.H.. 1959. Process Equipment Design. Wiley Eastern Ltd. New Delhi.
- Considine, Douglas M. 1985. Instruments and Control Handbook. 3rd Edition. USA : Mc Graw-Hill, Inc
- Crities, Ron dan George Tchobanoglous, 1998. Small and Decentralized Wastewater Management System. Singapore: Mc.Graw-Hill, Inc.
- Degremont. 1991. Water Treatment Handbook. 5th Edition, New York: John Wiley & Sons.
- Hammer. 1998. Kandungan – Kandungan Limbah Industri (terjemahan: [www.google-translate.com](http://www.google-translate.com)).
- Geankoplis, C.J.. 1997, 2003. Transport Processes and Unit Operations. 3rd editions. Prentice-Hall of India. New Delhi.
- Ikemoto. 1981. Production of Cellulose Diacetate. US Patent 4,306,266.
- Kawamura. 1991. An Integrated Calculation of Wastewater Engineering. New York: John Wiley and Sons Inc.
- Kern, D.Q.. 1965. Process Heat Transfer. McGraw-Hill Book Company. New York xvii
- Kirk, R.E. dan Othmer, D.F. 1981. Encyclopedia of Chemical Engineering Technology. New York: John Wiley and Sons Inc.

- Kurniati, Elly. 2009. The Reduction of COD and BOD in Waste Pulp Industries With Process f Lignin Burst. Teknik Kimia, FTI UPN Veteran, Jawa Timur.
- Levenspiel, Octave. 2001. Chemical Reaction Engineering. New York: John Wiley & Sons.
- Lewin, Menachem. 2007. Hanbook of Fiber Chemistry. Third edition. London: Taylor & Francis Group.
- Lorch, Walter. 1981. Handbook of Water Purification. Britain : McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Mark, James. 1999. Polymer Data Handbook. Oxford University Press Inc: London.
- Metcalf dan Eddy, 1991. Wastewater Engineering Treatment, Disposal, Reuse. McGraw-Hill Book Company, New Delhi.
- Nalco. 1988. The Nalco Water Handbook. 2nd Edition. McGraw-Hill Book Company. New York.
- Perry, Jhon H. (Ed). 1997. Perry's Chemical Engineers' Handbook. Edisi Ketujuh, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M.S; Klaus D. Timmerhaus dan Ronald E. West. 2004. Plant Design and Economics for Chemical Engineer. 5th Edition. International Edition. Mc.Graw-Hill. Singapore. Reklaitis, G.V., 1983. Introduction to Material and Energy Balance. McGraw-Hill Book Company, New York.
- Rusjdi, Muhammad. 1999. PPh Pajak Penghasilan. PT. Indeks Gramedia. Jakarta.
- Rusjdi, Muhammad. 2004. PPN dan PPnBM. PT. Indeks Gramedia. Jakarta.
- Siagian, Sondang P. 1992. Fungsi-fungsi Manajerial. Jakarta. Sixta, Herbert. 2006. Handbook of Pulp. Volume 1. Wiley-VCH Verlag GmbH. New York.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C.. 2001. Chemical Engineering Thermodynamics. Edisi Keenam, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Sutarto, 2002. Unsur – unsur Organisasi. Jakarta
- Timmerhaus, K.D dan Peters, M.S. Plant Design and Economics for Chemical Engineer. New York: John Wiley and Sons. 1991
- Walas, Stanley M. 1988. Chemical Process Equipment. United States of America : Butterworth Publisher.
- Yamashita. 1986. Production Cellulose Acetate. US Patent 4,590,266.

**LAMPIRAN A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA**

Kapasitas Produk : 9.500 ton/tahun  
 Basis Perhitungan : 1 jam operasi  
 Satuan Operasi : kg/jam  
 Waktu kerja per tahun : 330 hari  
 Kemurnian Produk : 96%

Dengan melakukan perhitungan mundur sehingga didapat kapasitas bahan baku : 1199,495 kg/jam. Rumus molekul dan berat molekul komponen yang terlibat serta komposisi kandungan utama kulit buah kakao dapat dilihat pada Tabel A.1 dan A.2.

Tabel LA. 1 Kandungan Kimia Dalam Kulit Buah Kakao

No.	Komponen	Kandungan (%)
1.	Selulosa	45
2.	Lignin	15
3.	Pektin	9,6
4.	Air	30,4

Sumber : Hutomo, G.S, 2012

Tabel LA. 2 Rumus Molekul dan Berat Molekul Komponen

Nama	Rumus Molekul	Berat Molekul (kg/kmol)
Selulosa	$C_6H_7O_2(OH)_3$	162
Selulosa Triasetat	$C_6H_7O_2((OCOCH_3)_3)$	288
Selulosa Asetat	$C_6H_7O_2OH((OCOCH_3)_2)$	246
Asetat Anhidrat	$(CH_3CO)_2O$	102
Asam Asetat	$CH_3COOH$	60
Air	$H_2O$	18
Asam Sulfat	$H_2SO_4$	98

Sumber : Wikipedia, 2013

Pada perhitungan neraca massa total berlaku hukum konservasi (Reklaitis, 1983).

Untuk system tanpa reaksi

Neraca massa total :  $\sum_{i=input\ stream} F^i = \sum_{i=output\ stream} F^i$

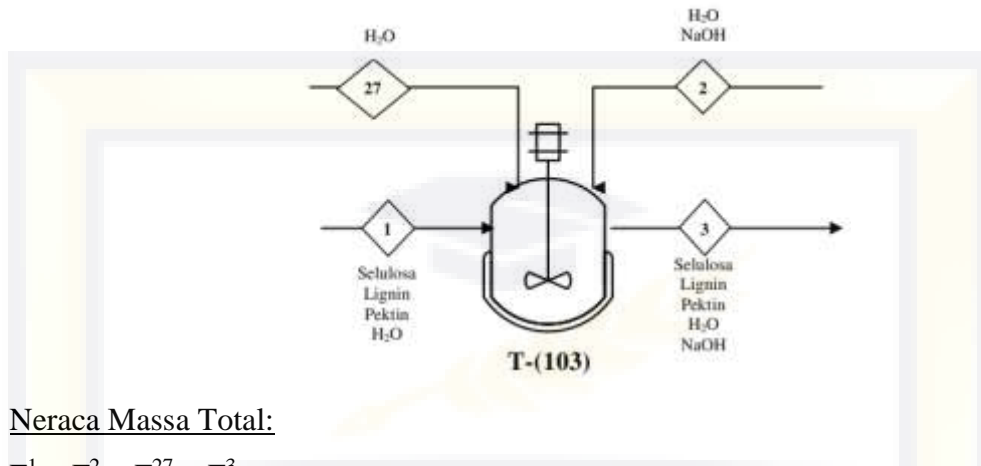
Neraca massa komponen :  $\sum_{i=input\ stream} F^i w_j^i = \sum_{i=output\ stream} F^i w_j^i$

Untuk sistem dengan reaksi :  $N^{out} = N^{in} + r \sum_{s=1}^s \sigma_s$



## LA. 1 TANKI EKSTRAKSI ( T – 103 )

Fungsi: Untuk mengekstraksi lignin dari kulit buah kakao dan tahap awal untuk proses bleaching



Neraca Massa Total:

$$F^1 + F^2 + F^{27} = F^3$$

Neraca Massa Komponen:

Alur 1

$$F_{total}^1 = 1199,495$$

$$F_{selulosa}^1 = \frac{45}{100} \times 1199,495 \text{ kg/jam} = 539,77275 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^1 = \frac{15}{100} \times 1199,495 \text{ kg/jam} = 179,92425 \text{ kg/jam}$$

$$F_{pektin}^1 = \frac{9,6}{100} \times 1199,495 \text{ kg/jam} = 115,15152 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^1 = \frac{30,4}{100} \times 1199,495 \text{ kg/jam} = 364,64648 \text{ kg/jam}$$

Alur 2

Untuk tahap ekstraksi, larutan NaOH 10% yang diperlukan adalah 10% dari jumlah bahan baku kulit buah kakao.

$$F^2 = \frac{10}{100} \times 1199,495 \text{ kg/jam} = 119,9495 \text{ kg/jam}$$

$$F_{NaOH}^2 = \frac{15}{100} \times 119,9495 \text{ kg/jam} = 17,992425 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^2 = (119,9495 - 17,992425) \text{ kg/jam} = 101,957075 \text{ kg/jam}$$

Konsistensi air yang diperlukan pada tahap ekstraksi adalah 10%.

$$\text{Konsentrasi Air} = \frac{1097,5379 \text{ kg/jam} \times 100\%}{10\%} = 1097,5379$$

$$F_{H_2O}^3 = 9877,8413 \text{ kg/jam}$$

Alur 27

$$F_{H_2O}^{27} = (9877,8413 - 1097,5379 - 101,9570)$$
$$= 8678,3463 \text{ kg/jam}$$

Alur 3

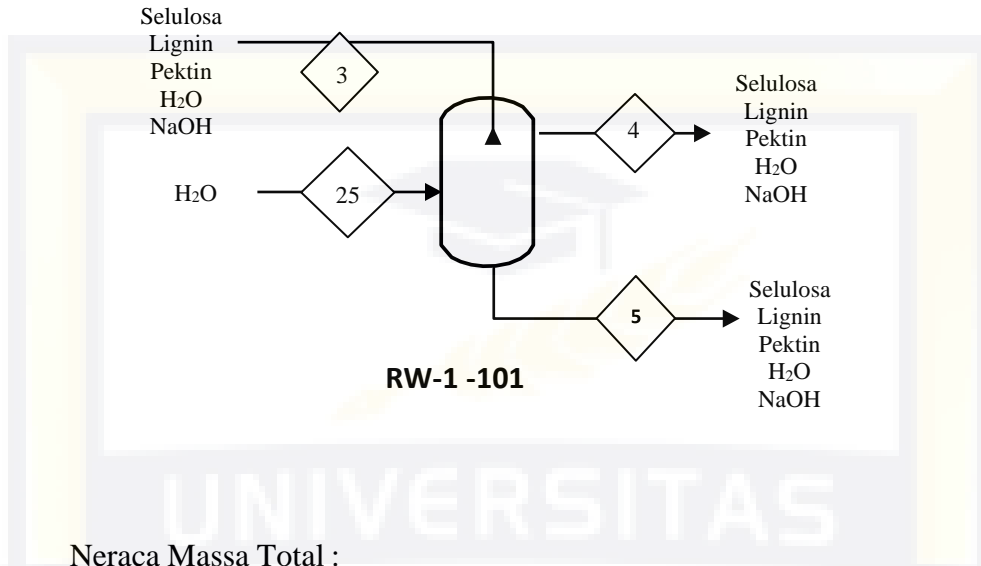
$$F_{selulosa}^3 = 539,7727 \text{ kg/jam}$$
$$F_{lignin}^3 = 179,9242 \text{ kg/jam}$$
$$F_{pektin}^3 = 115,1515 \text{ kg/jam}$$
$$F_{H_2O}^3 = 9877,8413 \text{ kg/jam}$$
$$F_{NaOH}^3 = 17,9924 \text{ kg/jam}$$
$$F_{total}^3 = 10730,6822 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.3 Neraca Massa Pada Tangki Ekstraksi (kg/jam)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Alur 1	Alur 2	Alur 27	Alur 3
Selulosa	539,77275	-	-	539,7727
Lignin	179,92425	-	-	179,9242
Pektin	115,15152	-	-	115,1515
H <sub>2</sub> O	364,64648	101,9570	8678,3463	9877,8413
NaOH	-	17,9924	-	17,9924
Sub total	1932,38644	119,9495	8678,3463	10730,6822
<b>Total</b>	<b>10730,68227</b>			<b>10730,68227</b>

## LA. 2 ROTARY WASHER I (RW 1-101)

Fungsi : untuk memisahkan lignin yang tereduksi pada tangki ekstraksi dan komponen pengeksrak yang terlarut dalam air pulp



Neraca Massa Total :

$$F^3 + F^{25} = F^4 + F^5$$

Neraca Massa Komponen :

Perbandingan air pencuci dengan bahan yang masuk ke dalam *washer* adalah 2,5 : 1

$$F_{H_2O}^{25} = 2,5 \times F_{total}^3 = 2,5 \times 10730,6822$$

$$= 26826,7056$$

Air yang terkandung di dalam pulp keluaran *washer* adalah 2% dari total air yang masuk ke dalam *washer*

$$F_{H_2O}^5 = 0,02 \times (26826,7056 + 9877,8413) \text{ kg/jam}$$

$$= 734,09094 \text{ kg/jam}$$

Efisiensi dari pencucian adalah 98% (Kirk & Othmer, 1978)

$$F_{selulosa}^5 = 0,98 \times 539,773 \text{ kg/jam}$$

$$= 528,977 \text{ kg/jam}$$

Sebanyak 61,53% lignin mampu tereduksi pada tangka ekstraksi yang akan terpisah dari pulp pada saat dicuci pada unit *washer*

$$F_{lignin}^4 = \frac{61,53}{100} \times 179,924 \text{ kg/jam}$$

$$= 110,707 \text{ kg/jam}$$

#### Alur 4

$$F_{selulosa}^4 = 539,773 - 528,977 \text{ kg/jam}$$

$$= 10,795 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^4 = 110,707 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^4 = (26826,706 + 9877,841 - 734,091) \text{ kg/jam}$$

$$= 35970,456 \text{ kg/jam}$$

$$F_{Pektin}^4 = \frac{61,53}{100} \times 115,152$$

$$= 70,853 \text{ kg/jam}$$

$$F_{NaOH}^4 = 17,992 \text{ kg/jam}$$

$$F_{total}^4 = 36180,804 \text{ kg/jam}$$

#### Alur 5

$$F_{selulosa}^5 = 528,977 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^5 = 179,924 - 110,707$$

$$= 69,217 \text{ kg/jam}$$

$$F_{Pektin}^5 = 115,152 - 70,853$$

$$= 44,299 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^5 = \frac{2}{100} \times (26826,706 + 9877,841)$$

$$= 734,091 \text{ kg/jam}$$

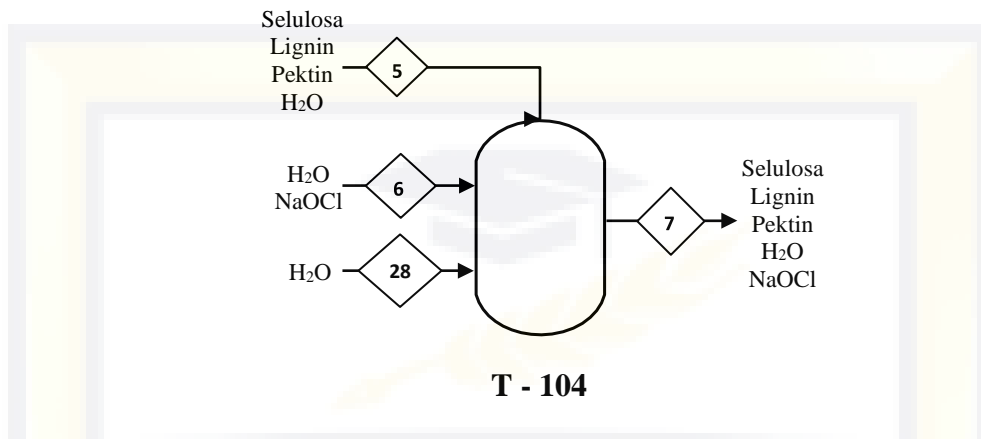
$$F_{total}^5 = 1376,584 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA. 4 Neraca Massa Pada *Rotary Washer I* (RW-101)

Komponen	Masuk		Keluar	
	Alur 3	Alur 25	Alur 4	Alur 5
selulosa	539,773	-	10,795	528,977
lignin	179,924	-	110,707	69,217
pektin	115,152	-	70,853	44,299
H <sub>2</sub> O	9877,841	26826,706	35970,456	734,091
NaOH	17,992	-	17,992	-
Sub Total	10730,682	26826,706	36180,804	1376,584
<b>Total</b>	<b>37557,388</b>		<b>37557,388</b>	

### LA. 3 TANGKI BLEACHING (T-104)

Fungsi : Untuk memisahkan lignin yang tersisa dan memberi warna putih pada pulp yang dihasilkan



#### Neraca Massa Total:

$$F^5 + F^6 + F^{28} = F^7$$

#### Neraca Massa Komponen:

##### Alur 6

Untuk tahap *bleaching*, larutan NaOCl 1% yang diperlukan adalah 5% dari jumlah pulp yang masuk ke dalam tangki *bleaching*.

$$\begin{aligned} F_{total}^6 &= \frac{5}{100} \times 1376,584 \\ &= 68,829 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{NaOCl}^6 &= \frac{1}{100} \times 68,829 \\ &= 0,688 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^6 &= 68,829 - 0,688 \\ &= 68,141 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Konsistensi pulp yang diperlukan pada tahap ekstraksi adalah 10%.

$$Konsistensi \text{ Air} = \frac{642,493 \text{ kg/jam} \times 100\%}{10\%} - 642,493 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^7 = 5782,436 \text{ kg/jam}$$

Alur 28

$$F_{H_2O}^{28} = (5782,436 - 734,091 - 68,141) \text{ kg/jam}$$

$$= 4980,205 \text{ kg/jam}$$

Alur 7

$$F_{selulosa}^7 = 528,977 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^7 = 69,217 \text{ kg/jam}$$

$$F_{pektin}^7 = 44,299 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^7 = 5782,436 \text{ kg/jam}$$

$$F_{NaOCl}^7 = 0,688 \text{ kg/jam}$$

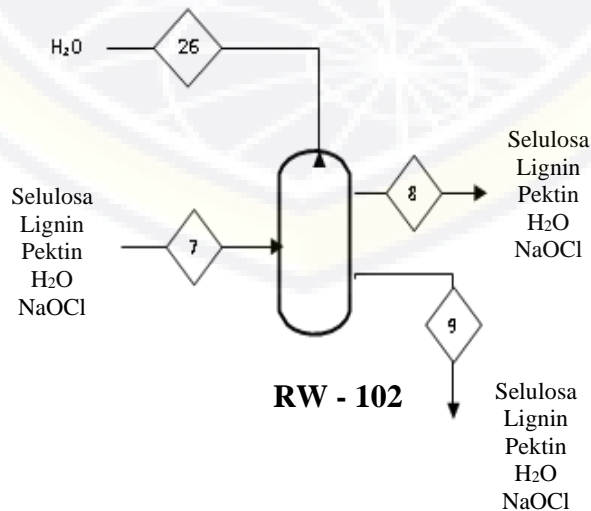
$$F_{total}^7 = 6425,618 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA. 5 Neraca Massa Pada Tangki Bleaching (kg/jam)

Komponen	Masuk			Keluar
	Alur 5	Alur 6	Alur 28	Alur 7
Selulosa	528,977	-	-	528,977
Lignin	69,217	-	-	69,217
Pektin	44,299	-	-	44,299
H <sub>2</sub> O	734,091	68,141	4980,205	5782,436
NaOCl	-	0,688	-	0,688
Sub total	1376,584	68,829	4980,205	6425,618
<b>Total</b>		<b>6425,618</b>		<b>6425,618</b>

**LA. 4 ROTARY WASHER II (kg/jam) (RW-102)**

Fungsi: Untuk memisahkan NaOCl dan lignin yang tereduksi pada tangka *Bleaching*



Neraca Massa Total:

$$F^7 + F^{26} = F^8 + F^9$$

Neraca Massa Komponen:

Alur 26

Perbandingan air pencuci dengan bahan yang masuk ke dalam washer adalah 2,5 : 1 (Perry, 1997)

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^{26} &= 2,5 \times F_{total}^7 = 2,5 \times 6425,618 \text{ kg/jam} \\ &= 16064,044 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang terkandung di dalam pulp keluaran washer adalah 2% dari total air yang masuk ke dalam washer

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^8 &= 0,02 \times (6425,618 + 16064,044) \text{ kg/jam} \\ &= 449,793 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Efisiensi dari pencucian adalah 98% (Kirk & Othmer, 1978)

$$\begin{aligned} F_{selulosa}^8 &= 0,98 \times 528,977 \text{ kg/jam} \\ &= 518,398 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sebanyak 87,368% lignin mampu tereduksi pada tangki bleaching yang akan terpisah dari pulp pada saat dicuci pada unit washer

$$\begin{aligned} F_{lignin}^9 &= \frac{87,368}{100} \times 69,217 \text{ kg/jam} \\ &= 60,473 \text{ kg/jam} \\ F_{pektin}^9 &= \frac{87,368}{100} \times 44,299 \text{ kg/jam} \\ &= 38,703 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur 9

$$\begin{aligned} F_{selulosa}^9 &= (528,977 - 518,398) \text{ kg/jam} \\ &= 10,580 \text{ kg/jam} \\ F_{lignin}^9 &= 60,473 \text{ kg/jam} \\ F_{pektin}^9 &= 38,703 \text{ kg/jam} \\ F_{H_2O}^9 &= (5782,436 + 16064,044 + 449,793) \\ &= 21396,688 \text{ kg/jam} \\ F_{NaOCl}^9 &= 0,688 \text{ kg/jam} \\ F_{total}^9 &= 21507,132 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur 8

$$F_{selulosa}^8 = 518,398 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^8 = (69,217-60,473) \text{ kg/jam}$$

$$= 8,743 \text{ kg/jam}$$

$$F_{pektin}^8 = (44,299-38,703) \text{ kg/jam}$$

$$= 5,596 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^8 = 449,793 \text{ kg/jam}$$

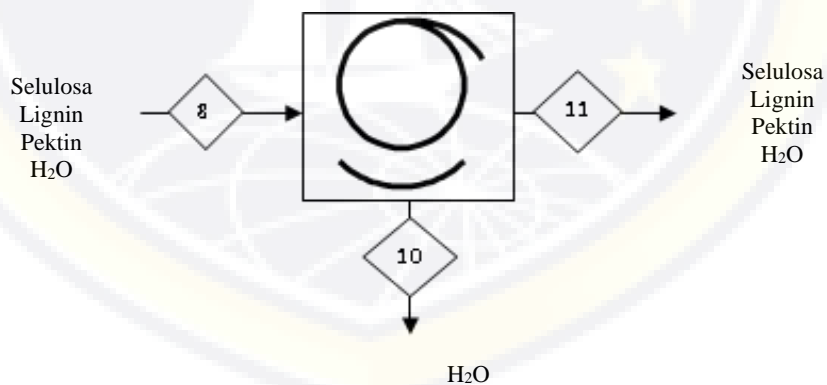
$$F_{total}^8 = 982,530 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA. 6 Neraca Massa pada *Rotary Washer II* (kg/jam)

Komponen	Masuk		Keluar	
	Alur 7	Alur 26	Alur 9	Alur 8
Selulosa	528,977	-	10,580	518,398
Lignin	69,217	-	60,473	8,743
Pektin	44,299	-	38,703	5,596
H <sub>2</sub> O	5782,436	16064,044	21396,688	449,793
NaOCl	0,688	-	0,688	-
Sub Total	6425,618	16064,044	21507,132	982,530
<b>Total</b>	<b>22489,662</b>		<b>22489,662</b>	

**LA. 5 ROTARY DRYER I (RD – 101)**

Fungsi: Untuk mengeringkan pulp



Neraca Massa Total:

$$F^8 = F^{10} + F^{11}$$

Neraca Massa Komponen:



### Alur 10

Rotary dryer dapat menghilangkan air sebanyak 90% dari total air yang masuk (Perry, 1997)

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^{10} &= \frac{90}{100} \times 449,793 \text{ kg/jam} \\ &= 404,814 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Alur 11

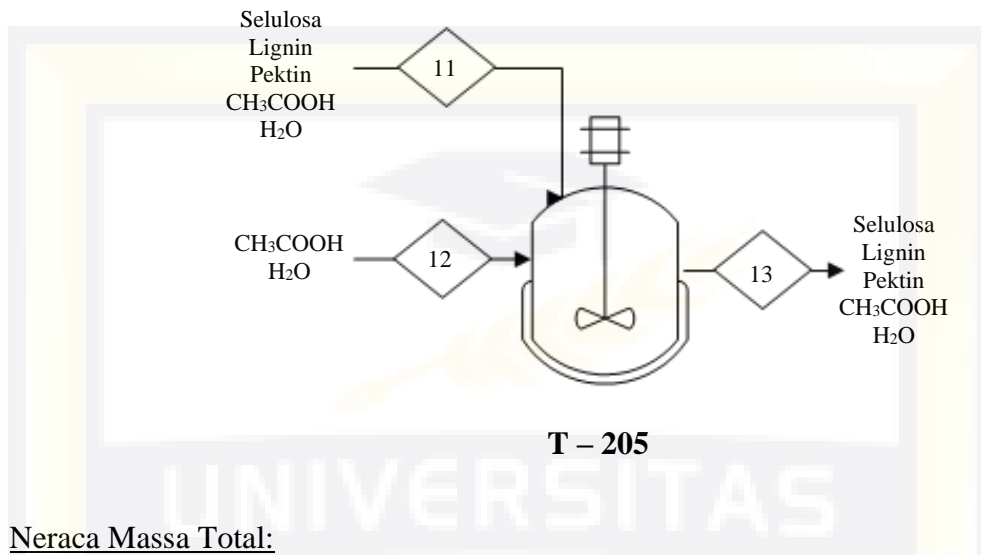
$$\begin{aligned} F_{selulosa}^{11} &= 518,398 \text{ kg/jam} \\ F_{lignin}^{11} &= 8,743 \text{ kg/jam} \\ F_{pektin}^{11} &= 5,596 \text{ kg/jam} \\ F_{H_2O}^{11} &= (449,793 - 404,814) \text{ kg/jam} \\ &= 44,979 \text{ kg/jam} \\ F_{total}^{11} &= 577,716 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LA. 7 Neraca Massa Pada Rotary Dryer I

Komponen	Masuk	Keluar	
	Alur 8	Alur 10	Alur 11
Selulosa	518,398	-	518,398
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	449,793	404,814	44,979
Sub Total	982,530	404,814	577,716
<b>Total</b>	<b>982,530</b>	<b>982,530</b>	

## LA. 6 TANGKI AKTIVASI (T – 205)

Fungsi: Untuk mengaktivasi gugus karbonil selulosa dalam proses *pretreatment* pada reaksi asetilasi.



Neraca Massa Total:

$$F^{11} + F^{12} = F^{13}$$

Neraca Massa Komponen:

### Alur 12

Asam asetat 98% yang diperlukan untuk unit pretreatment adalah sebanyak 35% dari laju umpan selulosa (Yamashita et al, 1986)

$$\begin{aligned} F_{total}^{12} &= \frac{35}{100} \times 518,398 \text{ kg/jam} \\ &= 181,439 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{CH_3COOH}^{12} &= \frac{98}{100} \times 181,439 \text{ kg/jam} \\ &= 177,810 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^{12} &= (181,439 - 177,810) \text{ kg/jam} \\ &= 3,629 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Alur 13

$$F_{selulosa}^{13} = 518,398 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^{13} = 8,743 \text{ kg/jam}$$

$$F_{pektin}^{13} = 5,596 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^{13} = 48,608 \text{ kg/jam}$$

$$F_{CH_3COOH}^{13} = 177,810 \text{ kg/jam}$$

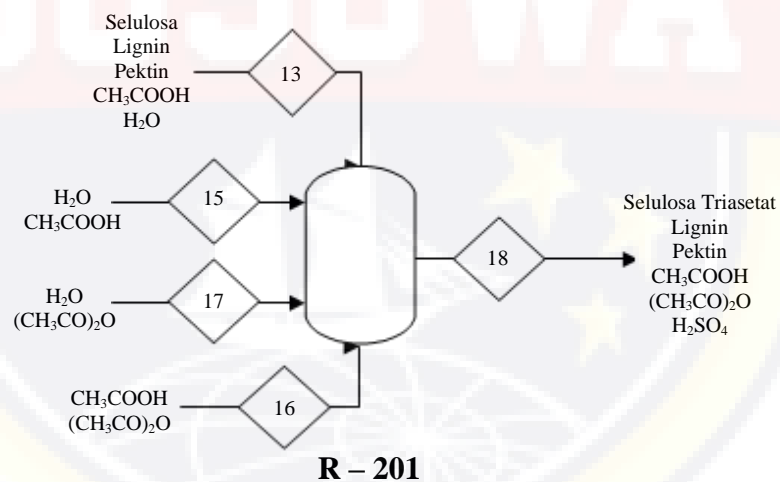
$$F_{total}^{13} = 759,156 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.8 Neraca Massa pada Tangki Aktivasi (kg/jam)

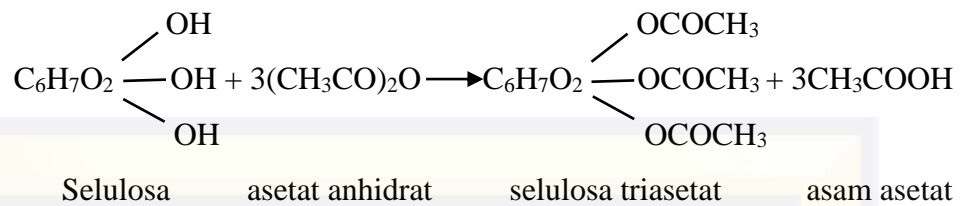
Komponen	Masuk		Keluar
	Alur 11	Alur 12	Alur 13
Selulosa	518,398	-	518,398
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	44,979	3,629	48,608
CH <sub>3</sub> COOH	-	177,810	177,810
Sub Total	577,716	181,439	759,156
<b>Total</b>	<b>759,156</b>		<b>759,156</b>

### LA. 7 REAKTOR ASETILASI (R – 201)

Fungsi: untuk tempat terjadinya reaksi asetilasi menjadi selulosa triasetat dengan derajat asetilasi sebesar 3.



Pada reaktor asetilasi, seluruh selulosa berubah menjadi selulosa triasetat dan reaksi yang terjadi pada proses ini adalah sebagai berikut:



Dimana:

$$BM_{\text{selulosa}} = 162 \text{ kg/mol}$$

$$r = \frac{518,398.1}{1.162} = 3,200$$

Neraca Massa Total:

$$F^{13} + F^{15} + F^{16} + F^{17} = F^{18}$$

Neraca Massa Komponen:

#### Alur 15

Asam Asetat 70% yang dibutuhkan dalam reaktor adalah sebanyak 438% dari laju alir umpan selulosa (Yamashita et al, 1986).

$$\begin{aligned}
 F_{total}^{15} &= \frac{438}{100} \times 518,398 \text{ kg/jam} \\
 &= 2270,582 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F_{CH_3COOH}^{15} &= \frac{70}{100} \times 2270,582 \text{ kg/jam} \\
 &= 1589,407 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F_{H_2O}^{15} &= (2270,582 - 1589,407) \text{ kg/jam} \\
 &= 691,175 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

#### Alur 16

Asetat anhidrat 98% yang dibutuhkan dalam reaktor adalah sebanyak 247% dari laju alir umpan selulosa (Yamashita et al, 1986).

$$\begin{aligned}
 F_{total}^{16} &= \frac{247}{100} \times 518,398 \text{ kg/jam} \\
 &= 1280,442 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F_{(CH_3CO_2)O}^{16} &= \frac{98}{100} \times 1280,442 \text{ kg/jam} \\
 &= 1254,834 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$F_{CH_3COOH}^{15} = (1280,442 - 1254,834) \text{ kg/jam}$$

$$= 25,609 \text{ kg/jam}$$

### Alur 17

Asam Sulfat 98% yang dibutuhkan dalam reaktor adalah sebanyak 3,8% dari laju alir umpan selulosa (Yamashita et al, 1986).

$$F_{total}^{17} = \frac{3,8}{100} \times 518,398 \text{ kg/jam}$$

$$= 19,699 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2SO_4}^{17} = \frac{98}{100} \times 19,699 \text{ kg/jam}$$

$$= 19,305 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^{17} = (19,699 - 19,305)$$

$$= 0,394 \text{ kg/jam}$$

### Alur 18

$$F_{selulosa \text{ triasetat}}^{18} = r \cdot BM_{selulosa \text{ triasetat}} \cdot \sigma$$

$$= 3,200 \times 288 \times 1 \text{ kg/jam}$$

$$= 921,596 \text{ kg/jam}$$

$$F_{CH_3COOH}^{18} = F_{CH_3COOH}^{13} + F_{CH_3COOH}^{15} + F_{CH_3COOH}^{16} + r \cdot BM_{CH_3COOH} \cdot \sigma$$

$$= 2268,824 \text{ kg/jam}$$

$$F_{(CH_3CO_2)O}^{18} = F_{CH_3COOH}^{16} + r \cdot BM_{(CH_3CH)_2O} \cdot \sigma$$

$$= 375,638 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2SO_4}^{18} = 19,305 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^{18} = 8,743 \text{ kg/jam}$$

$$F_{pektin}^{18} = 5,596 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^{18} = (48,608 + 681,175 + 0,394) \text{ kg/jam}$$

$$= 730,177 \text{ kg/jam}$$

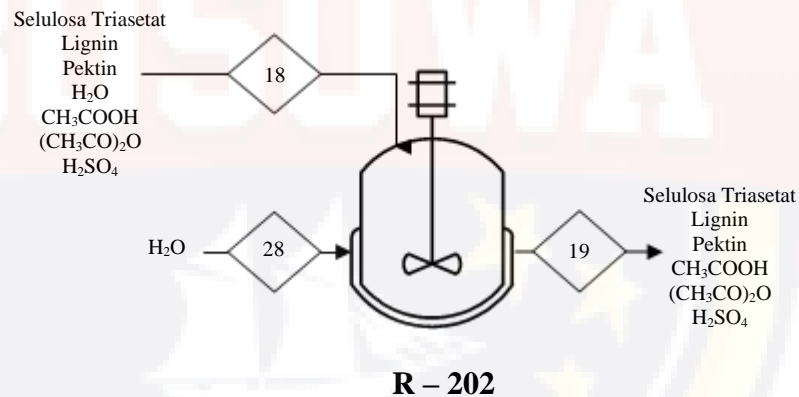
$$F_{total}^{18} = 4329,879 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.9 Neraca Massa pada Reaktor Asetilasi (kg/jam)

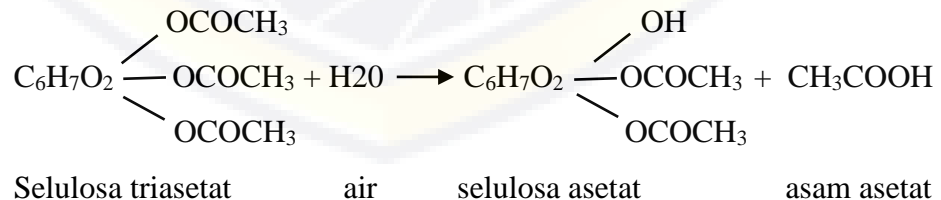
Komponen	Masuk				Keluar
	Alur 13	Alur 15	Alur 16	Alur 17	Alur 18
Selulosa Triasetat	-	-	-	-	921,596
Selulosa	518,398	-	-	-	-
Lignin	8,743	-	-	-	8,743
Pektin	5,596	-	-	-	5,596
H <sub>2</sub> O	48,608	681,175	-	0,394	730,177
CH <sub>3</sub> COOH	177,810	1.589,407	25,609	-	2.268,824
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	-	-	1.254,834	-	375,638
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	19,305	19,305
Sub Total	759,156	2.270,582	1.280,442	19,699	<b>4.329,879</b>
<b>Total</b>	<b>4.329,879</b>				

### LA. 8 REAKTOR HIDROLISA (R – 201)

Fungsi: Untuk menghidrolisis selulosa triasetat menjadi selulosa asetat dengan diharapkan derajat asetilasi turun menjadi 2,4 serta menetralkan sisa reaktan asetat anhidrat.



Pada tangki hidrolisis, seluruh selulosa triasetat dihidrolisis oleh air menjadi selulosa asetat dan reaksi yang terjadi pada proses ini adalah sebagai berikut:



Dimana:

Ac = CH<sub>3</sub>COOH

BM<sub>selulosa triasetat</sub> = 288 kg/mol

$$r = \frac{921,596 \cdot 1}{1 \cdot 288}$$

$$= 3,200 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi yang juga terjadi pada unit hidrolisis adalah:

Konversi reaksi = 98% (Anita, 2010)

$$r_2 = \frac{375,638 \cdot 0,98}{1 \cdot 102}; BM_{(CH_3CO)_2O} = 102 \text{ kg/mol}$$

$$= 3,609 \text{ kmol/jam}$$

Neraca Massa Total:

$$F^{18} + F^{28} = F^{19}$$

Neraca Massa Komponen:

Alur 28

Air yang dibutuhkan tahap hidrolisis sebesar 71% dari laju alir umpan selulosa (Yamashita et al, 1986)

$$F_{H_2O}^{28} = \frac{71}{100} \times 518,398 \text{ kg/jam}$$

$$= 368,062 \text{ kg/jam}$$

Alur 19

$$F_{selulosa \text{ asetat}}^{19} = r \cdot BM_{H_2O} \cdot \sigma_1$$

$$= 3,200 \times 246 \times 1$$

$$= 787,197 \text{ kg/jam}$$

$$F_{CH_3COOH}^{19} = F_{CH_3COOH}^{19} + r_1 \cdot BM_{CH_3COOH} \cdot \sigma_1 + r_2 \cdot BM_{CH_3COOH} \cdot \sigma_2$$

$$= 2893,912 \text{ kg/jam}$$

$$F_{(CH_3CO_2)O}^{19} = F_{(CH_3CO_2)O}^{19} - r \cdot BM_{(CH_3CH)_2O} \cdot \sigma_2$$

$$= -49,239$$

$$F_{H_2SO_4}^{19} = F_{H_2SO_4}^{18} = 19,305 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^{19} = F_{lignin}^{18} = 8,743 \text{ kg/jam}$$

$$F_{pektin}^{19} = F_{pektin}^{18} = 5,596 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^{19} = F_{H_2O}^{18} + F_{H_2O}^{18} - r_1 \cdot BM_{H_2O} \cdot \sigma_1 - r_2 \cdot BM_{H_2O} \cdot \sigma_2$$

$$= 975,676 \text{ kg/jam}$$

$$F_{total}^{18} = 4329,879 \text{ kg/jam}$$

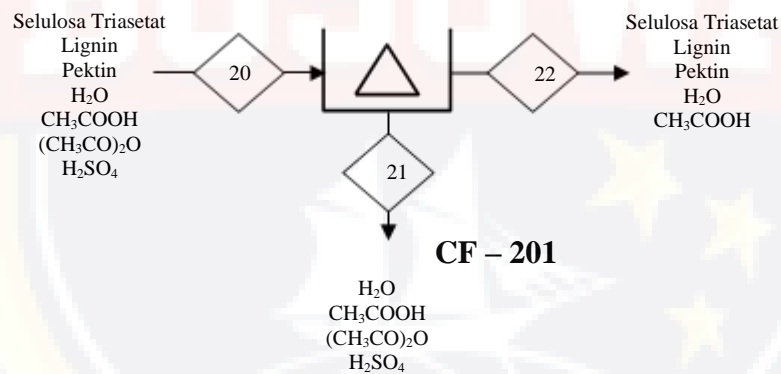
$$F_{total}^{19} = 4641,190 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.10 Neraca Massa pada Reaktor Hidrolisasi (kg/jam)

Komponen	Masuk		Keluar
	Alur 18	Alur 28	Alur 19
Selulosa Triasetat	921,596	-	-
Selulosa Asetat	-	-	787,197
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	730,177	368,062	1.032,428
CH <sub>3</sub> COOH	2.268,824	-	2.893,912
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	375,638	-	(49,239)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	-	19,305
Sub Total	4.329,879	368,062	<b>4.697,942</b>
<b>Total</b>	<b>4.697,942</b>		

### LA.9 CENTRIFUGE (CF – 201)

Fungsi: untuk memisahkan padatan selulosa asetat (selulosa asetat, lignin, air, asam asetat, magnesium sulfat) dari air dan zat pengotor lainnya.



Efisiensi sentrifuge adalah 98% dimana cairan yang terkonversi ke padatan sebesar 2%.

Neraca Massa Total:

$$F^{20} = F^{21} + F^{22}$$

Neraca Massa Komponen:

Alur 21

$$\begin{aligned}
 F_{CH_3COOH}^{21} &= \frac{98}{100} \times 2.893,912 \text{ kg/jam} \\
 &= 2.836,034 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$



$$F_{(CH_3CO_2)O}^{21} = -49,239 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2SO_4}^{21} = 19,305 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^{21} = \frac{98}{100} \times 1.032,428 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.011,779 \text{ kg/jam}$$

### Alur 22

$$F_{selulosa \text{ asetat}}^{22} = F_{selulosa \text{ asetat}}^{21} = 787,197 \text{ kg/jam}$$

$$F_{H_2O}^{22} = F_{H_2O}^{20} - F_{H_2O}^{21}$$

$$= (1.032,428 - 1.011,779) \text{ kg/jam}$$

$$= 20,649 \text{ kg/jam}$$

$$F_{CH_3COOH}^{22} = F_{CH_3COOH}^{20} - F_{CH_3COOH}^{21}$$

$$= (2.893,912 - 2.836,034) \text{ kg/jam}$$

$$= 57,878 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^{22} = F_{lignin}^{20} = 8,743 \text{ kg/jam}$$

$$F_{pektin}^{22} = F_{pektin}^{20} = 5,596 \text{ kg/jam}$$

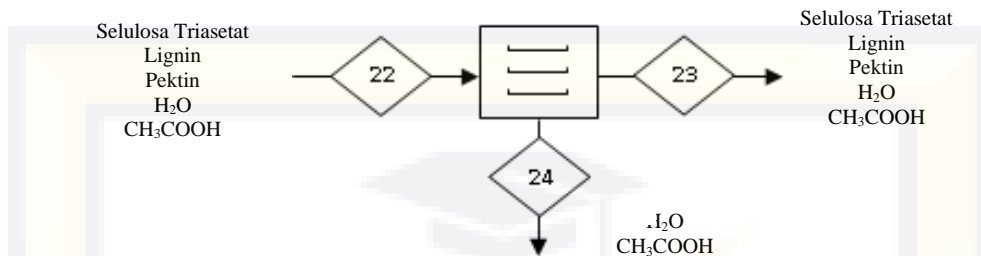
$$F_{total}^{22} = 880,063 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.11 Neraca Massa pada Centrifuge

Komponen	Masuk		Keluar
	Alur 20	Alur 21	Alur 22
Selulosa Asetat	787,197	-	787,197
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	1.032,428	1.011,779	20,649
CH <sub>3</sub> COOH	2.893,912	2.836,034	57,878
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	(49,239)	(49,239)	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	19,305	-
Sub Total	4.697,942	3.817,879	880,063
<b>Total</b>	<b>4.697,942</b>		<b>4.697,942</b>

## LA.10 ROTARY DRYER II (RD – 201)

Fungsi: Untuk mengurangi kadar air beserta asam asetat sampai memenuhi komposisi produk akhir.



Dryer dapat mengurangi kadar air sebesar 90% dari laju alir air masuk (Perry, 1997) dan diharapkan komposisi asam asetat sebesar 0,01% dari berat selulosa asetat.

Neraca Massa Total:

$$F^{22} = F^{24} + F^{23}$$

Neraca Massa Komponen:

Alur 24

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^{24} &= \frac{90}{100} \times 20,649 \text{ kg/jam} \\ &= 18,584 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{CH_3COOH}^{24} &= \frac{90}{100} \times 57,878 \text{ kg/jam} \\ &= 52,090 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$F_{total}^{24} = 70,674 \text{ kg/jam}$$

Alur 23

$$\begin{aligned} F_{CH_3COOH}^{23} &= 57,878 - 52,090 \\ &= 5,788 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^{23} &= (20,649 - 18,584) \text{ kg/jam} \\ &= 2,065 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$F_{selulosa\ asetat}^{23} = 787,197 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lignin}^{23} = 8,743 \text{ kg/jam}$$

$$F_{pektin}^{23} = 5,596 \text{ kg/jam}$$

$$F_{total}^{23} = 809,389 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA. 12 Neraca Massa pada Rotary Dryer II

Komponen	Masuk	Keluar	
	Alur 22	Alur 24	Alur 23
Selulosa Asetat	787,197	-	787,197
Lignin	8,743	-	8,743
Pektin	5,596	-	5,596
H <sub>2</sub> O	20,649	18,584	2,065
CH <sub>3</sub> COOH	57,878	52,090	5,788
Subtotal		70,674	809,389
<b>Total</b>	<b>880,063</b>	<b>880,063</b>	



**LAMPIRAN B**  
**PERHITUNGAN NERACA PANAS**

Kapasitas Produk : 9500 ton/tahun  
 Basis Perhitungan : 1 jam operasi  
 Satuan Operasi : kJ/jam  
 Waktu kerja per tahun : 330 hari  
 Suhu Referensi : 25°C (298°K)

Perhitungan neraca panas menggunakan data dan rumus sebagai berikut:

**1. Rumus untuk perhitungan beban panas pada masing-masing alur masuk dan keluar**

$$Q = \Delta H = \int_{T_{ref}}^T n \times Cp \times dT \dots\dots\dots(\text{Smith},1975)$$

Dan untuk sistem yang melibatkan perubahan fasa, persamaan yang digunakan adalah:

$$\int_{T_1}^{T_2} Cp \times dT = \int_{T_1}^{T_b} Cpl \times dT \times \Delta Hvl + \int_{T_b}^{T_2} Cpg \times dT \dots\dots\dots(\text{Reklaitis},1983)$$

Perhitungan energi untuk sistem yang melibatkan reaksi :

$$\frac{dQ}{dt} = r\Delta H_r(T) + N \int_{T_1}^{T_2} CpdT_{out} - N \int_{T_1}^{T_2} CpdT_{out} \dots\dots\dots(\text{Reklaitis},1983)$$

**2. Data untuk perhitungan kapasitas panas**

Tabel LB.1 Menunjukkan nilai kapasitas panas liquid (Cpl) untuk gugus-gugus pada senyawa liquid.

Tabel LB.1 Nilai Kapasitas Panas liquid (Cpl) Metode Chuch dan Swanson

Gugus	Cpl (kal/g°C)
	4,4
-CH (ring)	
-OH	10,7
-C=O	12,66
H	
-CH <sub>2</sub> -	7,2

(Perry, 1997)

Perhitungan Cpl (kal/g.0C) dengan menggunakan metode Chuch dan Swanson dengan rumus :

$$C_{pL} = \sum_{i=1}^n Ni\Delta_{cpi}$$

Tabel LB.2 Menunjukkan nilai kapasitas panas *solid* (Cps) untuk gugus – gugus pada senyawa *solid*.

Tabel LB.2 Kontribusi Unsur Atom dengan Metode Hurst dan Harrison

Unsur Atom	$\Delta_{Ei}$
C	10.89
H	7.56
O	13.42
N	18.74
S	12.36
K	28.87
Cl	24.69
Na	26.19
P	26.63
Mg	22.69
Fe	29.08
Ca	28.25
Cr	26.63
Co	25.71
Ni	25.46
Cu	26.92

(Perry, 1997)

Perhitungan Cps padatan (J/mol.K) dengan menggunakan metode Hurst dan Harrison:

$$C_{pS} = \sum_{i=1}^n Ni\Delta_{Ei}$$

Dimana : Cps = Kapasitas panas padatan pada 298,15 K (J/mol.K)

n = Jumlah unsur atom yang berbeda dalam senyawa

Ni = Jumlah unsur atom i dalam senyawa

$\Delta_E$  = Nilai dari kontribusi unsur atom i pada Tabel LB.2

### 3. Data perhitungan panas pembentukan dan panas penguapan

Tabel LB.3 Menunjukkan nilai panas pembentukan dengan gugus-guguspada senyawa padatan [kJ/mol].

Tabel LB.3 Kontribusi Gugus Nilai Panas Pembentukan ( $\Delta H$ )

-CH <sub>2</sub> -	-26,80
-CH-	8,67
-C-	79,72
Oxygen Increments	
-OH (Alkohol)	-208,04
-OH (Phenol)	-221,65
-O- (Nonring)	-132,22
-O- (Ring)	-138,16
	-133,22
-C = O (Nonring)	
	-164,50
-C = O (Ring)	
Nonring Increments	
-CH <sub>3</sub>	-76,45
-CH <sub>2</sub> -	-20,64
-CH-	29,89
-C-	82,23
= CH <sub>2</sub>	-9,63
	37,97
= CH	
-C-	83,99

Perhitungan  $\Delta H$  (kJ/mol) dengan menggunakan metode Verma dan Doraiswamy adalah :

$$\Delta H (298,15 \text{ K}) = 68,29 + \sum n\Delta_H \dots\dots\dots(\text{Perry, 1997})$$

Perhitungan untuk panas penguapan:

$$Q = n \cdot \Delta v_l \dots\dots\dots(\text{Smith dan Van Ness, 1975})$$

**4. Data untuk steam, air pendingin dan udara**

Steam yang digunakan adalah air pada suhu 130°C dan keluar pada suhu 40°C.

Perhitungan estimasi Cp (J.mol<sup>-1</sup>.K<sup>-1</sup>) dengan menggunakan persamaan Cp = a + bt + ct<sup>2</sup> + dt<sup>3</sup>, jika Cp adalah fungsi dari temperature maka persamaan menjadi:

$$\int_{T_1}^{T_2} Cp dT = a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4)$$

Dimana harga konstantanya disajikan pada tabel dibawah ini

Tabel B.4 Data Cp beberapa senyawa (J/mol.K)

Senyawa	A	B	C	D	E
Air (l)	18,2964	0,472118	-0,0013387	1,31424E-06	-
Air (g)	34,0471	-0,00965064	3,29983E-05	-2,04467E-08	4,30228E-12
Nitrogen	29,4119	-0,00300681	5,45064E-06	5,13186E-09	-4,25308E-12
Oksigen	29,8832	-0,0113842	4,33779E-05	-3,70082E-08	1,01006E-11

(Sumber: Reklaitis, 1983)

**5. Perhitungan nilai kapasitas panas (Cp) masing – masing komponen:**

1. Selulosa asetat (C<sub>6</sub>H<sub>7</sub>O<sub>2</sub>OH(OCOCH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>)

$$\begin{aligned} \text{Cps Selulosa diasetat} &= \Delta E_C (8) + \Delta E_H (14) + \Delta E_O (7) \\ &= 10,89 (8) + 7,56 (14) + 13,42 (7) \\ &= 286,9 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

2. Selulosa Triasetat (C<sub>6</sub>H<sub>7</sub>O<sub>2</sub>(OCOCH<sub>3</sub>)<sub>3</sub>)

$$\begin{aligned} \text{Cps Selulosa triasetat} &= \Delta E_C (12) + \Delta E_H (16) + \Delta E_O (8) \\ &= 10,89 (12) + 7,56 (16) + 13,42 (8) \\ &= 359 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

3. Selulosa (C<sub>6</sub>H<sub>7</sub>O<sub>2</sub>(OH)<sub>3</sub>)

$$\begin{aligned} \text{Cps Selulosa} &= \Delta E_C (6) + \Delta E_H (10) + \Delta E_O (5) \\ &= 10,89 (6) + 7,56 (10) + 13,42 (5) \\ &= 208,04 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

4. Magnesium asetat ( $\text{Mg}(\text{CH}_3\text{COO})_2$ )

$$\begin{aligned} \text{Cps Magnesium asetat} &= \Delta E_{Mg} (1) + \Delta E_C (4) + \Delta E_H (4) + \Delta E_O (6) \\ &= 22,69(1) + 10,89(4) + 13,42(4) + 7,56(6) \\ &= 169,25 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

5. Lignin

$$\begin{aligned} \text{Cps Lignin} &= \Delta E_C (20) + \Delta E_H (20) + \Delta E_O (8) \\ &= 10,89 (20) + 7,56 (20) + 13,42 (8) \\ &= 476,36 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

6. Pektin

$$\begin{aligned} \text{Cps Pektin} &= \Delta E_C (6) + \Delta E_H (10) + \Delta E_O (7) \\ &= 10,89 (6) + 7,56 (10) + 13,42 (7) \\ &= 234,88 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

7. Asam asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ )

$$\text{Cpl} = 123,1 \text{ J/mol.K}$$

$$\text{Cpg} = 63,4 \text{ J/mol.K}$$

8. Asetat anhidrat ( $(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$ )

$$\text{Cpl} = 186,252 \text{ J/mol.K}$$

9. Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

$$\text{Cpl} = 138,9 \text{ J/mol.K}$$

10. Natrium Hidroksida ( $\text{NaOH}$ )

$$\text{Cps} = 28,23 \text{ J/mol.K}$$

11. Air ( $\text{H}_2\text{O}$ )

$$\text{Cpl} = 75,2634 \text{ J/mol.K}$$

Tabel LB.5 Nilai Kapasitas Panas Masing-Masing Komponen

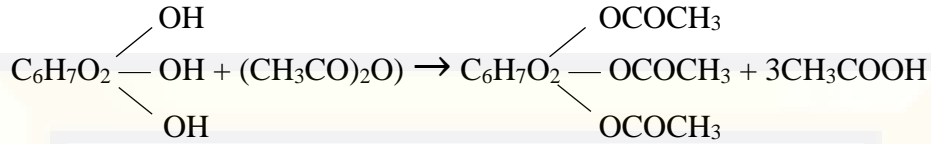
Komponen	Cpl (J/mol.K)	Cps (J/mol.K)	Cpg (J/mol.K)
Selulosa asetat	-	286,9	-
Selulosa triasetat	-	359	-
Selulosa	-	208,04	-
Lignin	-	476,36	-
Pektin	-	234,88	-
Natrium hidroksida	-	28,23	-
Asam asetat	123,1	-	63,4
Asetat anhidrat	186,252	-	-
Asam sulfat	138,9	-	-
Air	75,2634	-	33,36



## 6. Perhitungan panas reaksi ( $\Delta H^\circ_r$ )

Menghitung  $\Delta H^\circ_r$  reaksi:

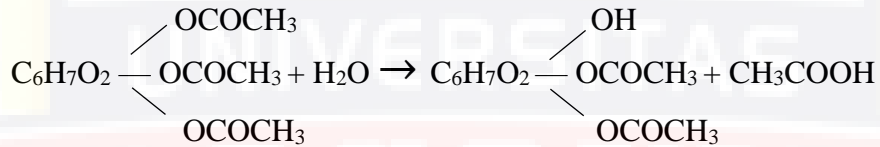
Reaksi 1:



Selulosa                      asetat anhidrat              selulosa triasetat              asam asetat

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{r1} 298 &= \left| \sum \sigma_i \Delta H^\circ_{f298} \right|_{\text{produk}} - \left| \sum \sigma_i \Delta H^\circ_{f298} \right|_{\text{reaktan}} \\ &= \{3(-483,5) + (-950,88)\} - \{3(-391,17) + (-859,16)\} \\ &= -368,71 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Reaksi 2:



Selulosa Triasetat              air              Selulosa asetat              asam asetat

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{r2} 298 &= \{(-483,5) + (-1047,85)\} - \{(-241,9882) + (-950,88)\} \\ &= -338,482 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

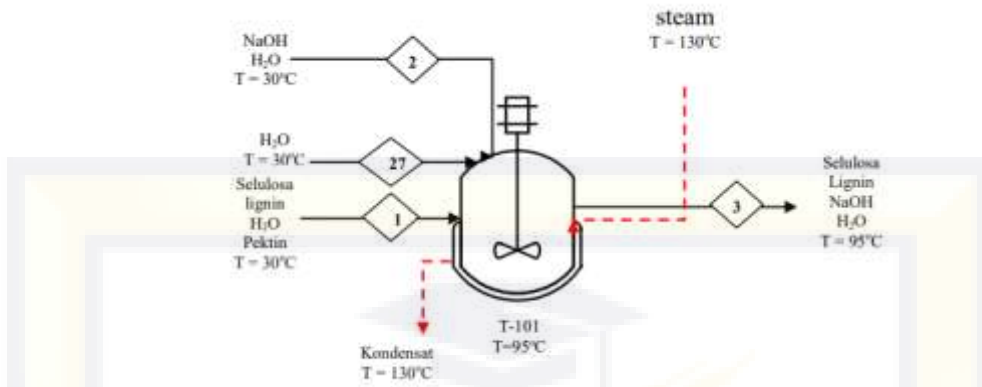
Reaksi 3:



Asetat anhidrat              air              asam asetat

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{r3} 298 &= 2(-483,4) - \{(-241,9882) + (-391,17)\} \\ &= -333,842 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

**LB.1 TANGKI EKSTRAKSI (T-103)**



$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} = & N_{H_2O}^{27} \int_{298}^{303} C_p dT + N_{selulosa}^1 \int_{298}^{303} C_p dT + N_{lignin}^1 \int_{298}^{303} C_p dT + \\ & N_{H_2O}^1 \int_{298}^{303} C_p dT + N_{pektin}^1 \int_{298}^{303} C_p dT + N_{NaOH}^2 \int_{298}^{303} C_p dT + \\ & N_{H_2O}^2 \int_{298}^{303} C_p dT \dots\dots\dots(1) \end{aligned}$$

Tabel LB. 7 Menyajikan data dan hasil panas masuk pada Tangki Ekstraksi dengan menggunakan persamaan (1)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫C <sub>p</sub> dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
27	H <sub>2</sub> O	8678,346	18	482,130	376,317	181433,847
1	Selulosa	539,773	162	3,332	1040,2	3465,874
	Lignin	179,924	388	0,464	2381,8	1104,494
	Pektin	115,152	194	0,594	1174,4	697,082
	H <sub>2</sub> O	1097,538	18	60,974	376,317	22945,677
2	NaOH	17,992	40	0,450	141,15	63,491
	H <sub>2</sub> O	101,957	18	5,664	376,317	2131,566
<b>TOTAL</b>						211842,031

$$\begin{aligned} \text{Panas keluar} = & N_{selulosa}^3 \int_{298}^{368} C_p dT + N_{lignin}^3 \int_{298}^{368} C_p dT + N_{NaOH}^3 \int_{298}^{368} C_p dT + \\ & N_{H_2O}^3 \int_{298}^{368} C_p dT + N_{pektin}^3 \int_{298}^{368} C_p dT \dots\dots\dots(2) \end{aligned}$$

Tabel LB. 8 menyajikan data dan hasil panas keluar pada Tangki Ekstraksi dengan menggunakan persamaan (2).

Tabel LB.8 Panas Keluar Tiap Komponen dan Total pada Tangki Ekstraksi

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
3	Selulosa	539,773	162	3,332	14562,8	48522,238
	Lignin	179,924	388	0,464	33345,2	15462,913
	NaOH	17,992	40	0,450	1976,1	888,871
	Pektin	115,152	194	0,594	16441,6	9759,151
	H <sub>2</sub> O	9877,841	18	548,769	5268,438	2891155,255
<b>TOTAL</b>						<b>2965788,428</b>

Maka, selisih antara panas keluar dan panas masuk (Q<sub>c</sub>), adalah:

$$\begin{aligned}
 dQ/dT = Q_c &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= (2965788,428 - 211842,031) \text{ kJ/jam} \\
 &= 2753946,397 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

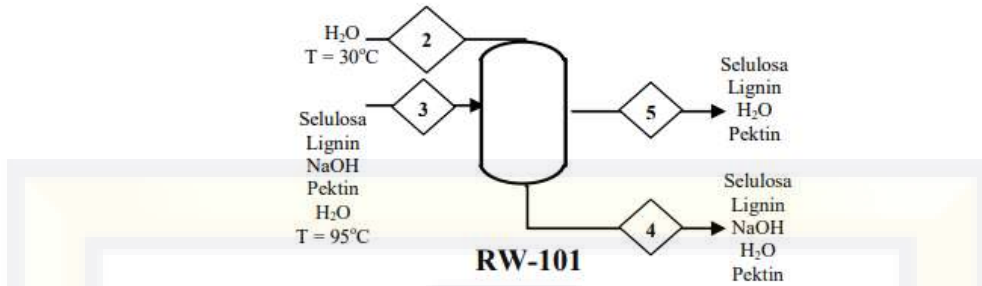
Sehingga jumlah steam yang diperlukan adalah:

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{c}{\Delta H_v} \\
 &= \frac{2753946,397 \text{ kJ/jam}}{2734,7 \text{ kJ/kg}} \\
 &= 131,9355 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.9 Neraca Panas Tangki Ekstraksi

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	211842,031	
Produk		2965788,428
Steam	2753946,397	
<b>Total</b>	<b>2965788,428</b>	<b>2965788,428</b>

**LB.2 ROTARY WASHER I (RW-101)**



$$\text{Panas masuk} = N_{selulosa}^3 \int_{298}^{368} CpdT + N_{lignin}^3 \int_{298}^{368} CpdT + N_{NaOH}^3 \int_{298}^{368} CpdT + N_{H_2O}^3 \int_{298}^{368} CpdT + N_{Pektin}^3 \int_{298}^{368} CpdT + N_{H_2O}^2 \int_{298}^{303} CpdT \dots (3)$$

Tabel LB. 10 menyajikan data dan hasil panas masuk pada *Diffuser Washer I* dengan menggunakan persamaan (3).

Tabel LB.10 Panas Masuk Tiap Komponen dan Total *Rotary Washer I*

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
3	Selulosa	539,773	162	3,332	14562,800	48522,238
	Lignin	179,924	388	0,464	33345,200	15462,913
	NaOH	17,992	40	0,450	1976,100	888,871
	Pektin	115,152	194	0,594	16441,600	9759,151
	H <sub>2</sub> O	9877,841	18	548,769	5268,438	2891155,255
25	H <sub>2</sub> O	26826,706	18	1490,373	376,317	560852,522
<b>TOTAL</b>						<b>3526640,950</b>

Temperatur keluar diperoleh dengan cara trial dan error dimana :

Q masuk = Q keluar

Temperatur keluar dapat dihitung dengan persamaan :

$$Q_{out} = \int_{T_{ref}}^T N \times Cp \times dT \dots \dots \dots (Smith, 1975)$$

Sehingga diperoleh T keluar (T) = 47,6038°C

Panas keluar =

$$N_{selulosa}^4 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{lignin}^4 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{NaOH}^4 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{H_2O}^4 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{Pektin}^4 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{selulosa}^5 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{lignin}^5 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{NaOH}^5 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{H_2O}^5 \int_{298}^{320,603} CpdT \dots \dots \dots (4)$$

Tabel LB. 11 menyajikan data dan hasil panas keluar pada *Rotary Washer I* dengan menggunakan persamaan (4).

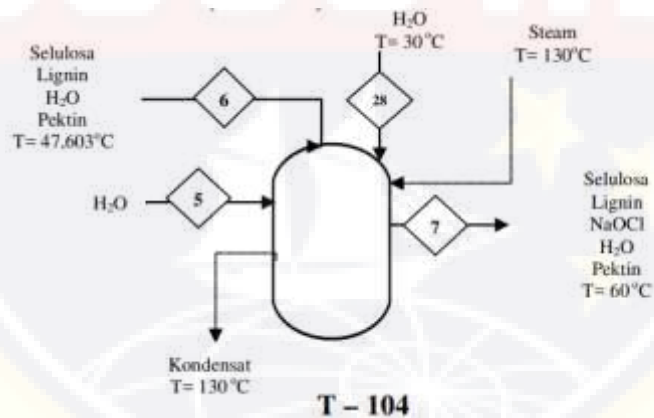
Tabel LB.11 Menyajikan data dan hasil panas keluar pada Rotary Washer I

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
4	Selulosa	10,795	162	0,067	4766,896	317,659
	Lignin	110,707	388	0,285	10895,927	3108,917
	NaOH	17,992	40	0,450	6389,804	2874,202
	Pektin	70,853	194	0,365	5321,871	1943,655
	H <sub>2</sub> O	35970,456	18	1998,359	1715,936	3429055,383
5	Selulosa	528,977	162	3,265	4769,486	15573,766
	Lignin	69,217	388	0,178	10895,947	1943,771
	Pektin	44,299	194	0,228	5332,471	1217,639
	H <sub>2</sub> O	734,091	18	40,783	1726,966	70606,279
<b>TOTAL</b>						<b>3526641,271</b>

Tabel LB.11 Neraca Panas Rotary Washer I

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	3526640,950	
Produk		3526641,271
<b>Total</b>	<b>3526640,950</b>	<b>3526641,271</b>

### LB.3 TANGKI BLEACHING (T-104)



Panas masuk =

$$\begin{aligned}
 & N_{selulosa}^5 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{lignin}^5 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{H_2O}^5 \int_{298}^{320,603} CpdT + \\
 & N_{Pektin}^5 \int_{298}^{320,603} CpdT + N_{H_2O}^{28} \int_{298}^{303} CpdT + N_{NaOCl}^6 \int_{298}^{303} CpdT + \\
 & N_{H_2O}^6 \int_{298}^{303} CpdT \dots\dots\dots(5)
 \end{aligned}$$

Tabel LB. 13 menyajikan data dan hasil panas masuk pada Tangki Bleaching dengan menggunakan persamaan (5).

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
5	Selulosa	528,977	162	3,265	4702,328	15354,474
	Lignin	69,217	388	0,178	10767,165	1920,797
	Pektin	44,299	194	0,228	5308,993	1212,278
	H <sub>2</sub> O	734,091	18	40,783	1701,179	69378,879
28	H <sub>2</sub> O	4980,205	18	276,678	1701,179	470678,763
6	NaOCl	0,688	74,5	0,009	321,500	2,970
	H <sub>2</sub> O	68,141	18	3,786	376,317	1424,588
<b>TOTAL</b>						<b>559972,749</b>

Tabel LB.13 Menyajikan data dan hasil panas masuk pada Tangki Bleaching

Panas Keluar =

$$N_{selulosa}^7 \int_{298}^{333} CpdT + N_{lignin}^7 \int_{298}^{333} CpdT + N_{NaOCl}^7 \int_{298}^{333} CpdT + N_{H_2O}^7 \int_{298}^{333} CpdT + N_{pektin}^7 \int_{298}^{333} CpdT \dots\dots\dots(6)$$

Tabel LB. 14 menyajikan data dan hasil panas keluar pada Tangki Bleaching dengan menggunakan persamaan (6). Panas Keluar Tiap Komeponen dan Total Tangki Bleaching

Tabel LB.14 Menyajikan data dan hasil panas keluar pada Tangki Bleaching

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
7	Selulosa	528,977	162	3,265	7281,4	23775,897
	Lignin	69,217	388	0,178	16672,6	2974,291
	Pektin	44,299	194	0,228	8220,8	1877,173
	H <sub>2</sub> O	5782,436	18	321,246	2634,219	846233,560
	NaOCl	0,688	74,5	0,009	2250,5	20,792
<b>TOTAL</b>						<b>874881,712</b>

Maka, selisih antara panas keluar dan panas masuk (Q<sub>c</sub>) adalah :

$$\begin{aligned} dQ/dT = Q_c &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= (874881,712 - 559972,749) \text{ kJ/jam} \\ &= 314908,9634 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga, jumlah steam yang diperlukan adalah:

$$m = \frac{Q_c}{\Delta H_v}$$

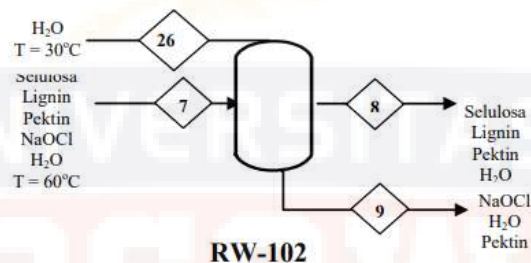
$$= \frac{314908,9634}{2734,7}$$

$$= 115,153 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.15 Neraca Panas Tangki Bleaching

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	559972,749	
Produk		874881,7125
Steam	314908,9634	
<b>Total</b>	<b>874881,7125</b>	<b>874881,7125</b>

#### LB. 4 ROTARY WASHER II (RW – 102)



Panas masuk =

$$N_{selulosa}^7 \int_{298}^{333} CpdT + N_{lignin}^7 \int_{298}^{333} CpdT + N_{pektin}^7 \int_{298}^{333} CpdT + N_{NaOCl}^7 \int_{298}^{333} CpdT + N_{H_2O}^7 \int_{298}^{333} CpdT + N_{H_2O}^{26} \int_{298}^{303} CpdT \dots\dots(7)$$

Tabel LB. 16 menyajikan data dan hasil panas masuk pada *Rotary Washer II* dengan menggunakan persamaan (7).

Tabel LB.16 Panas Masuk Tiap Komponen dan Total *Rotary Washer II* (RW-102)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	$\int CpdT$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
7	Selulosa	528,977	162	3,265	7281,4	23775,897
	Lignin	69,217	388	0,178	16672,6	2974,291
	Pektin	44,299	194	0,228	8220,8	1877,173
	H <sub>2</sub> O	5782,436	18	321,246	2634,219	846233,560
	NaOCl	0,688	74,5	0,009	2250,5	20,792
26	H <sub>2</sub> O	16064,044	18	892,447	376,317	335842,943
<b>TOTAL</b>						<b>1210724,655</b>

Temperatur keluar diperoleh dengan cara trial dan error dimana :

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

Temperatur keluar dapat dihitung dengan persamaan :

$$Q_{out} = \int_{T_{ref}}^T N \times Cp \times dT \dots \dots \dots (\text{Smith, 1975})$$

Sehingga diperoleh T keluar (T) = 38,1365 °C

Panas keluar =

$$N_{selulosa}^8 \int_{298}^{311,136} Cp dT + N_{lignin}^8 \int_{298}^{311,136} Cp dT + N_{pektin}^8 \int_{298}^{311,136} Cp dT + N_{H_2O}^8 \int_{298}^{311,136} Cp dT + N_{selulosa}^9 \int_{298}^{311,136} Cp dT + N_{lignin}^9 \int_{298}^{311,136} Cp dT + N_{NaOCl}^9 \int_{298}^{311,136} Cp dT + N_{H_2O}^9 \int_{298}^{311,136} Cp dT + \dots \dots \dots (8)$$

Tabel LB.17 menyajikan data dan hasil panas keluar pada *Rotary Washer II* dengan menggunakan persamaan (8).

Tabel LB.17 Panas Keluar Tiap Komponen dan Total *Rotary Washer II* (RW-102)

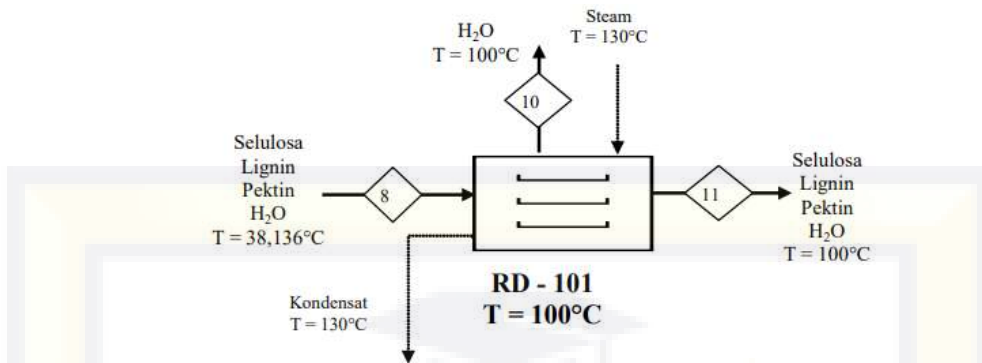
Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
9	Selulosa	10,580	162	0,065	2732,922	178,476
	Lignin	60,473	388	0,156	6257,935	975,357
	Pektin	38,703	194	0,199	3085,506	615,558
	H <sub>2</sub> O	21396,688	18	1188,705	988,694	1175265,837
	NaOCl	0,688	74,5	0,009	844,678	7,804
8	Selulosa	518,398	162	3,200	2732,977	8745,490
	Lignin	8,743	388	0,023	6257,915	141,020
	Pektin	5,596	194	0,029	3085,531	89,000
	H <sub>2</sub> O	449,793	18	24,989	988,699	24706,113
<b>TOTAL</b>						<b>1210724,655</b>

Tabel LB.18 Neraca Panas *Rotary Washer II* (RW-102)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	1210724,655	
Produk		1210724,655
Total	1210724,655	1210724,655



**LB. 5 ROTARY DRYER I (RD – 101)**



Panas masuk =

$$N_{selulosa}^8 \int_{298}^{311,13} CpdT + N_{lignin}^8 \int_{298}^{311,13} CpdT + N_{pektin}^8 \int_{298}^{311,13} CpdT + N_{H_2O}^8 \int_{298}^{311,13} CpdT + N_{H_2O}^{26} \int_{298}^{303} CpdT \dots \dots \dots (9)$$

Tabel LB.19 menyajikan data dan hasil panas masuk pada *Rotary Dryer I* dengan menggunakan persamaan (9).

Tabel LB.19 Panas Masuk Tiap Komponen dan Total pada *Rotary Dryer I* (RD-101)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kmol/jam)	N (kJ/kmol)	∫CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
8	Selulosa	518,398	162	3,200	2732,813	8744,965
	Lignin	8,743	388	0,023	6257,465	141,010
	Pektin	5,596	194	0,029	3085,384	88,996
	H <sub>2</sub> O	449,793	18	24,989	988,660	24705,144
<b>TOTAL</b>						<b>33680,116</b>

Panas keluar =

$$N_{H_2O}^{10} \int_{298}^{375} CpdT + \Delta Hvl_{air} + N_{selulosa}^{11} \int_{298}^{375} CpdT + N_{lignin}^{11} \int_{298}^{375} CpdT + N_{pektin}^{11} \int_{298}^{373} CpdT + N_{H_2O}^{11} \int_{298}^{373} CpdT + \Delta Hvl_{air} \dots \dots \dots (10)$$

Tabel LB.20 menyajikan data dan hasil panas keluar pada *Rotary Dryer I* dengan menggunakan persamaan (10).

Tabel LB.20 Menyajikan data dan hasil panas keluar pada Rotary Dryer I

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫C <sub>p</sub> dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
10	H <sub>2</sub> O	404,814	18	22,490	5644,755	126948,632
11	Selulosa	518,398	162	3,200	15603	49929,383
	Lignin	8,743	388	0,023	35727	805,098
	Pektin	5,596	194	0,029	17616	508,124
	H <sub>2</sub> O	44,979	18	2,499	5644,755	14105,404
<b>TOTAL</b>						192296,641

Maka, selisih antara panas keluar dan panas masuk (Q<sub>c</sub>) adalah :

$$\begin{aligned}
 dQ/dT &= Q_c = Q_{out} - Q_{in} \\
 &= (192296,641 - 33680,116) \text{ kJ/jam} \\
 &= 158616,5254 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

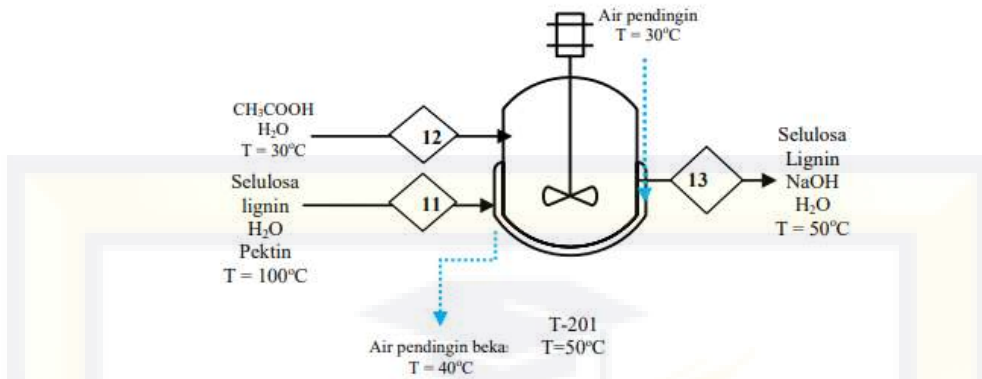
Sehingga, jumlah steam yang diperlukan adalah:

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_c}{\Delta H_v} \\
 &= \frac{158616,5254}{2734,7} \\
 &= 58,001 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.21 Neraca Panas Rotary Dryer I

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	33680,1157	
Produk		192296,6411
Steam	158616,5254	
<b>Total</b>	<b>192296,6411</b>	<b>192296,6411</b>

**LB. 6 TANGKI AKTIVASI (T – 205)**



Panas masuk =

$$N_{selulosa}^{11} \int_{298}^{375} CpdT + N_{lignin}^{11} \int_{298}^{375} CpdT + N_{pektin}^{11} \int_{298}^{375} CpdT + N_{H_2O}^{11} \int_{298}^{375} CpdT + \Delta H_{vl,air} + N_{CH_3COOH}^{12} \int_{298}^{305} CpdT + N_{H_2O}^{12} \int_{298}^{305} CpdT \dots\dots\dots(11)$$

Tabel LB.22 menyajikan data dan hasil panas masuk pada Tangki Aktivasi dengan menggunakan persamaan (11).

Tabel LB.22 Perhitungan Panas Masuk Pada Tangki Aktivasi (T-205)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
11	Selulosa	518,398	162	3,200	15603	49929,383
	Lignin	8,743	388	0,023	35727	805,098
	Pektin	5,596	194	0,029	17616	508,124
	H <sub>2</sub> O	44,979	18	2,499	5644,755	14105,404
12	CH <sub>3</sub> COOH	177,810	60	2,964	492,4	1459,231
	H <sub>2</sub> O	3,629	18	0,202	301,0536	60,692
<b>TOTAL</b>						<b>66867,932</b>

Panas keluar =

$$N_{selulosa}^{13} \int_{298}^{311,13} CpdT + N_{lignin}^{13} \int_{298}^{311,13} CpdT + N_{pektin}^{13} \int_{298}^{311,13} CpdT + N_{H_2O}^{13} \int_{298}^{311,13} CpdT + N_{CH_2COOH}^{13} \int_{298}^{311,13} CpdT \dots\dots\dots(12)$$

Tabel LB.23 menyajikan data dan hasil panas keluar pada Tangki Aktivasi dengan menggunakan persamaan (12).

Tabel LB.23 Perhitungan Panas keluar Pada Tangki Aktivasi (T - 205)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (Kj/jam)
13	Selulosa	518,398	162	3,2000	5201	16643,128
	Lignin	8,743	388	0,0225	11909	268,366
	Pektin	5,596	194	0,0288	5872	169,375
	H <sub>2</sub> O	48,608	18	2,7005	1881,585	5081,127
	CH <sub>3</sub> COOH	177,810	60	2,9635	3077,5	9120,193
<b>TOTAL</b>						<b>31282,189</b>

Maka, selisih antara panas keluar dan panas masuk ( $Q_c$ ) adalah :

$$\begin{aligned}
 dQ/dT &= Q_c = Q_{out} - Q_{in} \\
 &= (31282,189 - 66867,932) \text{ kJ/jam} \\
 &= -35585,74314 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

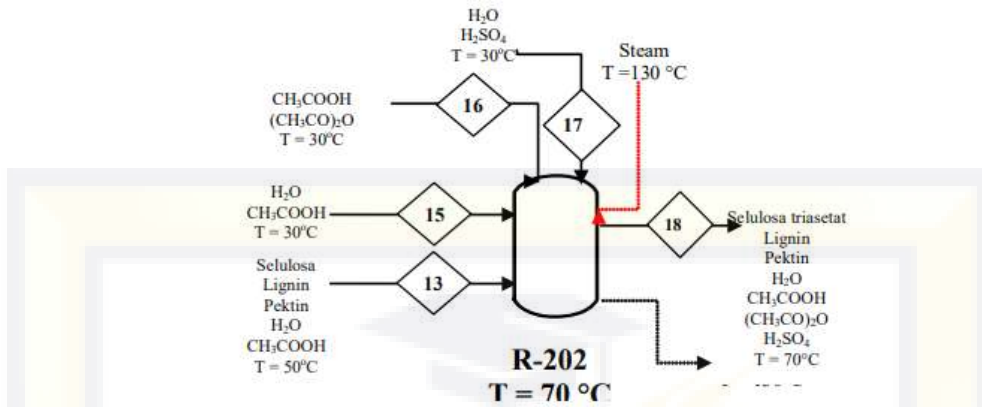
Sehingga, jumlah steam yang diperlukan adalah:

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_c}{\Delta H_v} \\
 &= \frac{-35585,74314}{2734,7} \\
 &= -13,013 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.24 Neraca Panas Tangki Aktivasi

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	66867,93181	
Produk		31282,18868
Steam	-35585,74314	
<b>Total</b>	<b>31282,18868</b>	<b>31282,18868</b>

**LB.7 REAKTOR ASETILASI (R-201)**



Panas masuk=

$$\begin{aligned}
 &N_{selulosa}^{13} \int_{298}^{323} C_{pd}T + N_{lignin}^{13} \int_{298}^{323} C_{pd}T + N_{pektin}^{13} \int_{298}^{323} C_{pd}T + \\
 &N_{H_2O}^{13} \int_{298}^{323} C_{pd}T + N_{CH_3COOH}^{13} \int_{298}^{323} C_{pd}T + N_{H_2O}^{15} \int_{298}^{303} C_{pd}T + \\
 &N_{CH_3COOH}^{16} \int_{298}^{303} C_{pd}T + N_{(CH_3CO)_2OH}^{16} \int_{298}^{303} C_{pd}T + N_{H_2O}^{17} \int_{298}^{303} C_{pd}T + \\
 &N_{H_2SO_4}^{17} \int_{298}^{303} C_{pd}T \dots\dots\dots(13)
 \end{aligned}$$

Tabel LB.25 menyajikan data dan hasil panas keluar pada Reaktor Asetilasi dengan menggunakan persamaan (19).

Tabel LB.25 Panas Masuk Tiap Komponen dan Total pada Reaktor Asetilasi

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kmol/jam)	N (kmol/jam)	∫C <sub>pd</sub> T (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
13	Selulosa	518,398	162	3,200	5201	16643,128
	Lignin	8,743	388	0,023	11909	268,366
	Pektin	5,596	194	0,029	5872	169,375
	H <sub>2</sub> O	48,608	18	2,700	1881,585	5081,127
	CH <sub>3</sub> COOH	177,810	60	2,964	3077,5	9120,193
15	H <sub>2</sub> O	681,175	18	37,843	376,317	14240,978
	CH <sub>3</sub> COOH	1589,407	60	26,490	615,5	16304,672
16	CH <sub>3</sub> COOH	25,609	60	0,427	615,5	262,704
	(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	1254,834	102	12,302	931,26	11456,631
17	H <sub>2</sub> O	0,394	18	0,022	376,317	8,237
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	98	0,197	694,5	136,810
<b>TOTAL</b>						<b>73692,220</b>

Panas keluar =

$$\begin{aligned}
 &N_{selulosa\ triasetat}^{18} \int_{298}^{343} C_{pd}T + N_{lignin}^{18} \int_{298}^{343} C_{pd}T + N_{pektin}^{18} \int_{298}^{343} C_{pd}T + \\
 &N_{H_2O}^{18} \int_{298}^{343} C_{pd}T + N_{CH_3COOH}^{18} \int_{298}^{343} C_{pd}T + N_{(CH_3CO)_2OH}^{18} \int_{298}^{343} C_{pd}T +
 \end{aligned}$$

$$N_{H_2SO_4}^{18} \int_{298}^{343} C_p dT \dots \dots \dots (14)$$

Tabel LB.26 menyajikan data dan hasil panas keluar pada Reaktor Asetilasi dengan menggunakan persamaan (14).

Tabel LB.26 Panas Keluar Tiap Komponen dan Total Reaktor Asetilasi (R-201)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
18	Selulosa Triasetat	921,596	288	3,200	16155	51695,776
	Lignin	8,743	388	0,023	21436,2	483,059
	Pektin	5,596	194	0,029	10569,6	304,874
	H <sub>2</sub> O	730,177	18	40,565	3386,853	137388,959
	CH <sub>3</sub> COOH	2268,824	60	37,814	5539,5	209469,201
	(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	375,638	102	3,683	8381,34	30866,162
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	98	0,197	6250,5	1231,293
<b>TOTAL</b>						431439,323

Dari perhitungan sebelumnya diperoleh :

$$\Delta H^{\circ} r_{1298} = -292,26 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ} r_{1343} &= \Delta H^{\circ} r_{1298} + \sigma_{produk} \int_{298}^{343} C_p dT + \sigma_{reaktan} \int_{298}^{343} C_p dT \\ &= -2024,58 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$r_1 = 3,200 \text{ mol/jam}$$

Sehingga, panas reaksi yang dihasilkan adalah:

$$\begin{aligned} r_1 \cdot \Delta H^{\circ} r_{1343} &= (3,200 \times (-2024,58)) \\ &= -6478,628 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned} dQ/dT &= Q_c = Q_{out} - Q_{in} + \text{Panas Reaksi} \\ &= 431439,323 - 73692,220 + (-6478,628) \text{ kJ/jam} \\ &= 351268,475 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

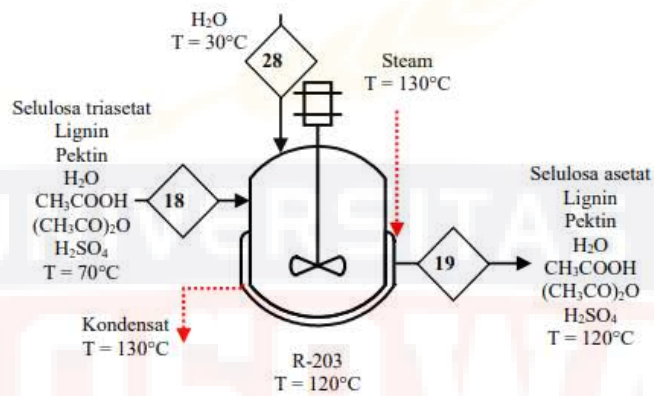
Sehingga, jumlah steam yang diperlukan adalah:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_c}{\Delta H_{vl}} \\ &= \frac{351268,475}{2734,7} \\ &= 147,921 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.27 Neraca Panas Reaktor Asetilasi

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	73692,220	
Produk		431439,323
Panas reaksi		-6478,628
Air Panas	351268,475	
<b>Total</b>	<b>424960,696</b>	<b>424960,696</b>

**LB. 8 REAKTOR HIDROLISIS (R-202)**



Panas masuk =

$$\begin{aligned}
 & N_{selulosa\ triasetat}^{18} \int_{298}^{343} CpdT + N_{lignin}^{18} \int_{298}^{343} CpdT + N_{pektin}^{18} \int_{298}^{343} CpdT + \\
 & N_{H_2O}^{18} \int_{298}^{343} CpdT + N_{CH_3COOH}^{18} \int_{298}^{343} CpdT + N_{(CH_3CO)_2O}^{18} \int_{298}^{343} CpdT + \\
 & N_{H_2SO_4}^{18} \int_{298}^{343} CpdT + N_{H_2O}^{28} \int_{298}^{303} CpdT \dots \dots \dots (15)
 \end{aligned}$$

Tabel LB.28 menyajikan data dan hasil panas masuk pada Reaktor Hidrolisis dengan menggunakan persamaan (15).

Tabel LB.28 Panas Masuk Tiap Komponen dan Total Reaktor Hidrolisis (R-202)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/kmol)
18	Selulosa Triasetat	921,596	288	3,200	16155	51695,776
	Lignin	8,743	388	0,023	21436,2	483,059
	Pektin	5,596	194	0,029	10569,6	304,874
	H <sub>2</sub> O	730,177	18	40,565	3386,853	137388,959
	CH <sub>3</sub> COOH	2268,824	60	37,814	5539,5	209469,201
	(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	375,638	102	3,683	8381,34	30866,162
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	98	0,197	6250,5	1231,293

28	H <sub>2</sub> O	368,062	18	20,448	376,317	7694,897
<b>TOTAL</b>						439134,220

Panas keluar =

$$N_{selulosa\ asetat}^{19} \int_{298}^{393} C_{pd}dT + N_{lignin}^{19} \int_{298}^{393} C_{pd}dT + N_{pektin}^{19} \int_{298}^{393} C_{pd}dT +$$

$$N_{H_2O}^{19} (\int_{298}^{373} C_{pd}dT + \Delta H_{vl} + \int_{298}^{393} C_{pgdT}) + N_{CH_3COOH}^{19} (\int_{298}^{391} C_{pldT} +$$

$$\Delta H_{vl} \int_{391}^{393} C_{pgdT}) + N_{(CH_3CO)_2OH}^{19} \int_{298}^{343} C_{pd}dT + N_{H_2SO_4}^{19} \int_{298}^{343} C_{pd}dT \dots (16)$$

Tabel LB. 29 menyajikan data dan hasil panas keluar pada Reaktor Hidrolisis dengan menggunakan persamaan (16).

Tabel LB.29 Panas Keluar Tiap Komponen dan Total Reaktor Hidrolisis (R-202)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫C <sub>pd</sub> T (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
19	Selulosa asetat	787,197	246	3,200	27255,5	87217,221
	Lignin	8,743	388	0,023	45254,2	1019,791
	Pektin	5,596	194	0,029	22313,6	643,623
	H <sub>2</sub> O	1032,428	18	57,357	7150,023	410104,664
	CH <sub>3</sub> COOH	2893,912	60	48,232	11694,5	564047,521
	(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	-49,239	102	-0,483	17693,94	-8541,535
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	98	0,197	7150,023	1408,491
<b>TOTAL</b>						1055899,778

Dari perhitungan sebelumnya:

Reaksi 2:

$$\Delta H^{\circ}r_{298} = -463,162$$

$$\Delta H^{\circ}r_{393} = \Delta H^{\circ}r_{298} + \sigma_{produk} \int_{298}^{393} C_{pgdT} + \sigma_{reaktan} \int_{298}^{393} C_{pgdT}$$

$$= -463,162 + (1 \times 11694) + (1 \times 27255,5) + (1 \times 7150,023) + ((-1) \times (359 \times 95))$$

$$= -2768,185 \text{ kJ/mol}$$

$$r_2 = 3,200 \text{ mol/jam}$$

Sehingga, panas reaksi yang dihasilkan adalah :

Reaksi 3:

$$\Delta H^{\circ}r_{298} = -463,162$$

$$\Delta H^{\circ}r_{393} = \Delta H^{\circ}r_{298} + \sigma_{produk} \int_{298}^{393} C_{pgdT} + \sigma_{reaktan} \int_{298}^{393} C_{pgdT}$$



$$= -463,162 + (2 \times 11694,5) + (-1) \times (-8541,535) + (-1) \times (410104,664)$$

$$= -1788,8048 \text{ kJ/mol}$$

$$r_3 = 0,620 \text{ mol/jam}$$

Sehingga, panas reaksi yang dihasilkan adalah :

$$r_3 \cdot \Delta H^\circ r_{393} = 0,620 \times (-1788,8048)$$

$$= -1108,656 \text{ kJ/jam}$$

Maka:

$$dQ/dT = Q_c = Q_{out} - Q_{in} + \text{Panas Reaksi}$$

$$= 1055899,778 - 439134,220 + (-1108,656) \text{ kJ/jam}$$

$$= 606798,749 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga, jumlah steam yang diperlukan adalah:

$$m = \frac{Q_c}{\Delta H_{vl}}$$

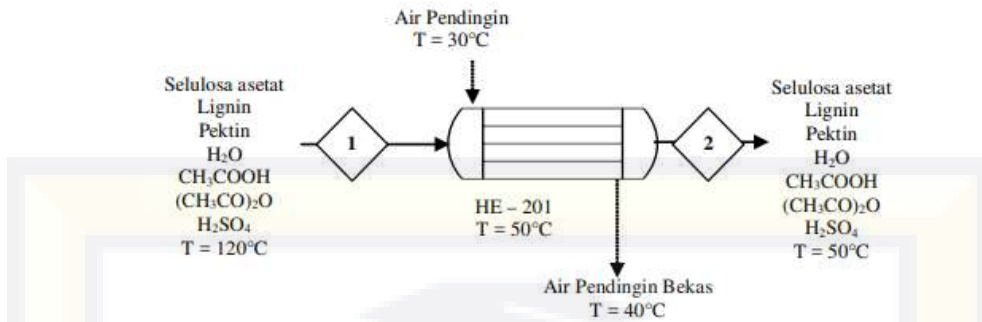
$$= \frac{606798,749}{2734,7}$$

$$= 255,526 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB. 30 Neraca Panas Reaktor Hidrolisa

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	439134,220	
Produk		1055899,778
Panas reaksi		-9966,809
Air Panas	606798,749	
<b>Total</b>	<b>1045932,969</b>	<b>1045932,969</b>

**LB. 9 COOLER (HE – 201)**



Panas masuk =

$$N_{selulosa\ asetat}^{19} \int_{298}^{393} CpdT + N_{lignin}^{19} \int_{298}^{393} CpdT + N_{pektin}^{19} \int_{298}^{393} CpdT + N_{H_2O}^{19} (\int_{298}^{373} CpldT + \Delta Hvl + \int_{298}^{393} CpgdT) + N_{CH_3COOH}^{19} (\int_{298}^{391} CpldT + \Delta Hvl \int_{391}^{393} CpgdT) + N_{(CH_3CO)_2OH}^{19} \int_{298}^{343} CpdT + N_{H_2SO_4}^{19} \int_{298}^{343} CpdT \dots (17)$$

Tabel LB.31 menyajikan data dan hasil panas masuk pada Cooler I dengan menggunakan persamaan (17).

Tabel LB.31 Panas Masuk Tiap Komponen dan Total Pada Cooler I (HE-201)

Alur	Komponen	Laju Massa	BM	N	∫CpdT	Q
19	Selulosa asetat	787,197	246	3,200	27255,5	87217,221
	Lignin	8,743	388	0,023	45254,2	1019,791
	Pektin	5,596	194	0,029	22313,6	643,623
	H <sub>2</sub> O	1032,428	18	57,357	7150,023	410104,664
	CH <sub>3</sub> COOH	2893,912	60	48,232	11694,5	564047,521
	(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	-49,239	102	-0,483	17693,94	-8541,535
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	98	0,197	13195,5	2599,397
<b>TOTAL</b>						1057090,683

Panas keluar =

$$N_{selulosa\ asetat}^{20} \int_{298}^{323} CpdT + N_{lignin}^{20} \int_{298}^{323} CpdT + N_{pektin}^{20} \int_{298}^{323} CpdT + N_{H_2O}^{20} \int_{298}^{323} CpdT + N_{CH_3COOH}^{20} \int_{298}^{323} CpdT + N_{(CH_3CO)_2OH}^{20} \int_{298}^{323} CpdT + N_{H_2SO_4}^{20} \int_{298}^{323} CpdT \dots (18)$$

Tabel LB.32 menyajikan data dan hasil panas keluar pada Cooler dengan menggunakan persamaan (18)

Tabel LB.32 Panas keluar Tiap Komponen dan Total Pada Cooler (HE-201)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/kmol)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
20	Selulosa asetat	787,197	246	3,200	7172,5	22951,900
	Lignin	8,743	388	0,023	11909	268,366
	Pektin	5,596	194	0,029	5872	169,375
	H <sub>2</sub> O	1032,428	18	57,357	1881,585	107922,280
	CH <sub>3</sub> COOH	2893,912	60	48,232	3077,5	148433,558
	(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	-49,239	102	-0,483	4656,3	-2247,772
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	98	0,197	3472,5	684,052
<b>TOTAL</b>						<b>278181,759</b>

Maka, selisih antara panas keluar dan panas masuk ( $Q_c$ ) adalah:

$$\begin{aligned}
 dQ/dT = Q_c &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= 278181,759 - 1057090,683 \text{ kJ/jam} \\
 &= -778908,9243 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

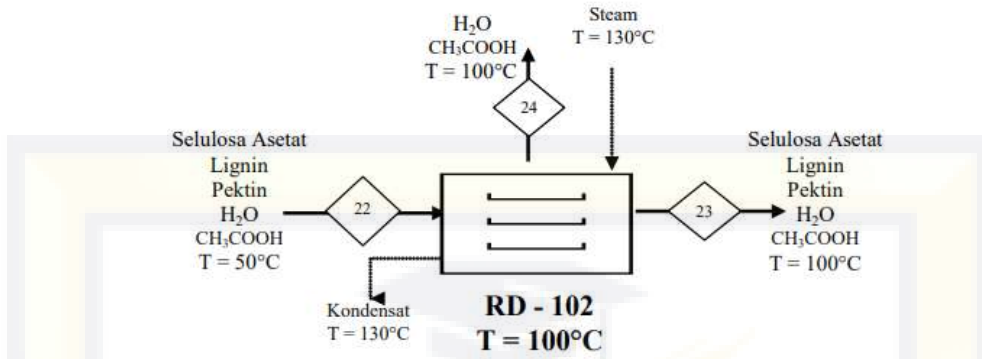
Sehingga, jumlah steam yang diperlukan adalah:

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_c}{H(40^\circ C) - H(30^\circ C)} \\
 &= \frac{778908,9243}{751,0529} \\
 &= 1037,089 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.33 Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	1057090,683	
Produk		278181,759
Air Pendingin	-778908,924	
<b>Total</b>	<b>278181,759</b>	<b>278181,759</b>

**LB.10 ROTARY DRYER II (RD – 201)**



Panas Masuk =

$$N_{selulosa\ asetat}^{22} \int_{298}^{323} Cp dT + N_{lignin}^{22} \int_{298}^{323} Cp dT + N_{pektin}^{22} \int_{298}^{323} Cp dT + N_{H_2O}^{22} \int_{298}^{323} Cp dT + N_{CH_3COOH}^{22} \int_{298}^{323} Cp dT \dots \dots \dots (19)$$

Tabel LB.34 menyajikan data dan hasil panas masuk pada *Rotary Dryer* II dengan menggunakan persamaan (19).

Tabel LB.34 Panas Masuk Tiap Komponen dan Total Pada *Rotary Dryer* (RD-201)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	∫CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
22	Selulosa asetat	787,197	246	3,200	7172,5	22951,900
	Lignin	8,743	388	0,023	11909	268,366
	Pektin	5,596	194	0,029	5872	169,375
	H <sub>2</sub> O	20,649	18	1,147	1881,585	2158,446
	CH <sub>3</sub> COOH	57,878	60	0,965	3077,5	2968,671
<b>TOTAL</b>						<b>28516,758</b>

Panas keluar =

$$N_{selulosa\ asetat}^{23} \int_{298}^{373} Cp dT + N_{lignin}^{23} \int_{298}^{373} Cp dT + N_{pektin}^{23} \int_{298}^{373} Cp dT + N_{H_2O}^{23} \int_{298}^{373} Cp dT + \Delta H_{vl} + N_{CH_3COOH}^{23} \int_{298}^{373} Cp dT + N_{H_2O}^{24} + \Delta H_{vl} + N_{CH_3COOH}^{24} \int_{298}^{373} Cp dT \dots \dots \dots (20)$$

Tabel LB.35 menyajikan data dan hasil panas keluar pada *Rotary Dryer II* dengan menggunakan persamaan (20)

Tabel LB.35 Panas Keluar Tiap Komponen dan Total Pada *Rotary Dryer II* (RD-201)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
24	H <sub>2</sub> O	18,584	18	1,032	5644,755	5827,803
	CH <sub>3</sub> COOH	52,090	60	0,868	9232,5	8015,412
23	Selulosa asetat	787,197	246	3,200	21517,5	68855,701
	Lignin	8,743	388	0,023	35727	805,098
	Pektin	5,596	194	0,029	17616	508,124
	H <sub>2</sub> O	2,065	18	0,115	5644,755	647,534
	CH <sub>3</sub> COOH	5,788	60	0,096	9232,5	890,601
TOTAL						85550,273

Maka, selisih antara panas keluar dan panas masuk ( $Q_c$ ) adalah:

$$\begin{aligned} dQ/dT &= Q_c = Q_{out} - Q_{in} \\ &= 85550,273 - 28516,758 \text{ kJ/jam} \\ &= 57033,516 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Heat loss sebesar 10% maka panas yang dibutuhkan  $100\% + 10\% = 110\%$  (Kemp,2012).

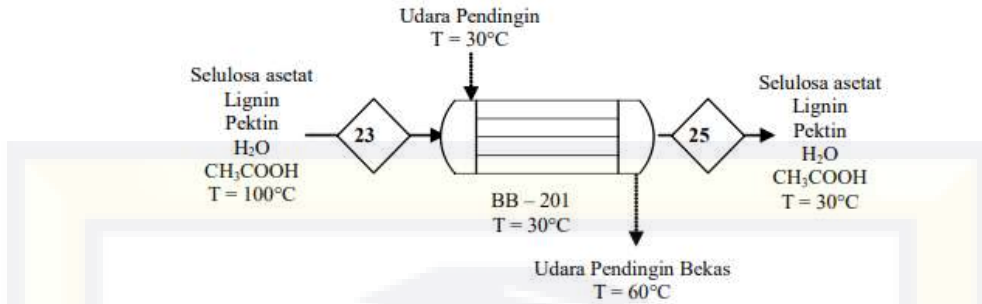
Sehingga, jumlah steam yang diperlukan adalah:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_c}{\Delta H_{vl}} \\ &= \frac{57033,516}{2734,7} \times 110\% \\ &= 22,941 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.36 Neraca Panas Rotary Dryer II

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	28516,758	
Produk		85550,273
Steam	57033,516	
<b>Total</b>	<b>85550,273</b>	<b>85550,273</b>

**LB.11 BLOW BOX (BB – 201)**



Panas Masuk =

$$N_{selulosa\ asetat}^{23} \int_{298}^{373} CpdT + N_{lignin}^{23} \int_{298}^{373} CpdT + N_{pektin}^{23} \int_{298}^{373} CpdT + N_{H_2O}^{23} \int_{298}^{373} CpdT + \Delta H_{vl} + N_{CH_3COOH}^{23} \int_{298}^{373} CpdT \dots\dots\dots(21)$$

Tabel LB.37 menyajikan data dan hasil panas masuk pada *Blow Box* dengan menggunakan persamaan (21).

Tabel LB. 37 Panas masuk Tiap Komponen dan Total pada Blow box (BB – 101)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	$\int CpdT$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
23	Selulosa asetat	787,197	246	3,200	21517,5	68855,701
	Lignin	8,743	388	0,023	35727	805,098
	Pektin	5,596	194	0,029	17616	508,124
	H <sub>2</sub> O	2,065	18	0,115	5685,4112	652,198
	CH <sub>3</sub> COOH	5,788	60	0,096	9232,5	890,601
<b>TOTAL</b>						<b>71711,722</b>

Panas Keluar =

$$N_{selulosa\ asetat}^{25} \int_{298}^{303} CpdT + N_{lignin}^{25} \int_{298}^{303} CpdT + N_{pektin}^{25} \int_{298}^{303} CpdT + N_{H_2O}^{23} \int_{298}^{373} CpdT + N_{CH_3COOH}^{23} \int_{298}^{373} CpdT \dots\dots\dots(22)$$

Tabel LB.38 menyajikan data dan hasil panas keluar pada *Blow Box* dengan menggunakan persamaan (22).

Tabel LB. 38 Panas keluar Tiap Komponen dan Total pada Blow box (BB – 101)

Alur	Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
25	Selulosa aetat	787,197	246	3,200	1434,5	4590,380
	Lignin	8,743	388	0,023	2381,8	53,673
	Pektin	5,596	194	0,029	1174,4	33,875
	H <sub>2</sub> O	2,065	18	0,115	376,317	43,169
	CH <sub>3</sub> COOH	5,788	60	0,096	615,5	59,373
<b>TOTAL</b>						4780,471

Maka, selisih antara panas keluar dan panas masuk (Q<sub>c</sub>) adalah:

$$\begin{aligned} dQ/dT &= Q_c = Q_{out} - Q_{in} \\ &= 4780,471 - 71711,722 \text{ kJ/jam} \\ &= -66931,251 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\int_{30}^{100} C_p \text{ udara} \cdot \Delta T = 2049,3508 \text{ kJ/kmol.K}$$

Sehingga, jumlah udara pendingin yang diperlukan adalah:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_c}{\int C_p \text{ udara}} \\ &= \frac{66931,251}{2049,3508} \\ &= 32,660 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.36 Neraca Panas Rotary Dryer II

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	71711,722	
Produk		4780,471
Udara Pendingin	-66931,251	
<b>Total</b>	<b>4780,471</b>	<b>4780,471</b>

## LAMPIRAN C

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

#### LC. 1 Gudang Penyimpanan Kulit Buah Kakao (G – 101)

Fungsi : Tempat penyimpanan Kulit Buah Kakao selama 14 hari

Bentuk : Segi empat beraturan

Bahan Kontruksi : Beton

Kondisi Penyimpanan : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Tabel LC.1 Komposisi Bahan Masuk Ke Gudang Penyimpanan Kulit Buah Kakao

Bahan	Laju Alir	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
Selulosa	539,773	1350	0,400
Lignin	179,924	1300	0,138
Pektin	115,152	1526	0,075
Air	1097,538	1000	1,098
<b>Total</b>	<b>1932,386</b>	<b>1226,050</b>	<b>1,576</b>

$$\begin{aligned}\text{Volume Bahan} &= \frac{1932,386 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times 14 \text{ hari}}{1226,0499 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 529,5721 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

$$\begin{aligned}\text{Volume Gudang} &= 1,2 \times 529,5721 \text{ m}^3 \\ &= 635,4865 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi Gudang:

$$\text{Direncanakan tinggi Gudang (t)} = 8 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume gudang (V)} &= p \times l \times t \\ &= p \times l \times 8 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang Gudang (p)} &= \sqrt[3]{V} \\ &= \sqrt[3]{\frac{635,4865}{8}} \\ &= 8,913 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Lebar Gudang (l)} = 8,913 \text{ m}$$

#### LC.2 Disk Chipper (DC – 101)

Fungsi : Untuk memotong Kulit Buah Kakao menjadi chip

Bentuk : Piringan sebagai pisau pemotong



Bahan Kontruksi : Baja  
 Jumlah : 1 unit yang terdiri dari 16 pisau pemotong  
 Kondisi Operasi : Temperatur = 30°C  
 Tekanan = 1 atm

Ukuran : Diameter Piringan = 1200 mm  
 Ketebalan = 100 mm

Rotasi : 900 rpm  
 Kapasitas : 1199,495 kg/jam

Perhitungan daya :

Diperkirakan umpan Kulit Buah Kakao memiliki ukuran berkisar 50000  $\mu\text{m}$  (Da). Pemecahan primer menggunakan disc chipper dengan ukuran produk yang dihasilkan ukuran (Db) = 5000  $\mu\text{m}$ .

R = Rasio

R = Da/Db

$$= 50000/5000 = 10$$

Daya yang digunakan adalah :

P = 0,3 ms.R

Kapasitas umpan untuk disk chipper adalah = 412,469 kg/jam

Dengan : ms = laju umpan (kg/jam)

Maka : P = 5,5 (1199,495) . 10

$$= 106281,3 \text{ W}$$

$$= 142,526 \text{ Hp}$$

### LC.3 Tangki Penyimpanan Larutan NaOH (T – 101)

Fungsi : Penampungan Larutan NaOH 15%

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa = 119,95 kg/jam

Densitas = 1097

Kebutuhan perancangan = 14 hari

Faktor keamanan = 20%

Perhitungan :

a. Volume bahan

Volume larutan = 78,684 m<sup>3</sup>

Volume tangki (Vt) = (1 + 0,2) × 78,684 m<sup>3</sup>

b. Diameter dan tinggi tangki

Volume tangki (Vt) :

$$Vt = \frac{1}{4} \pi Dt^2 Ht$$

$$Vt = \frac{3}{8} \pi Dt^3$$

$$78,684 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi Dt^3$$

$$Dt = 2,832 \text{ m} = 111,486 \text{ in}$$

$$Ht = 4,248 \text{ m}$$

c. Tebal Shell tangki

$$t = \frac{PD}{2(SE - 0,6P)} + nC$$

Dimana:

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

D = diameter dalam tangki

S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

E = joint efficiency = 0,85 (Peters et.al., 2004)

C = factor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

n = umur tangki = 10 tahun

Volume bahan = 78,684 m<sup>3</sup>

Volume tangki (Vt) = 94,421 m<sup>3</sup>

Tinggi bahan dalam tangki = 2,360 m

Tekanan Hidrostatik:

$$\text{Phidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 25382,961 \text{ Pa} = 3,681 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan = 20%

Maka, Pdesain = 1,2 × (14,696 + 3,681)

$$= 22,052 \text{ Psi}$$

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{PD}{2(SE - 0,6P)} + nC$$

$$t = 0,334 \text{ m}$$

$$t = 13,169 \text{ in}$$

d. Tebal tutup tangki

$$t = 13,169 \text{ in}$$

#### LC.4 Pompa Bahan Natrium Hidroksida (P – 101)

Fungsi : Memompa larutan NaOH ke dalam tangki ekstraksi (T – 101)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 17,99 kg/jam = 0,011018 lbm/s

- Densitas campuran = 1011,85 kg/m<sup>3</sup> = 63,16773 lbm/ft<sup>3</sup>

- Viskositas campuran = 0,75 cP = 0,0014 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{0,011018 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{63,16773 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,000174 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\ &= 6,512 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \times 6,512^{0,45} \times 63,16773^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,088 \text{ m} = 3,446 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,5 in (Geankoplis, 2003)

- *Schedule* pipa = 0,4

- Diameter dalam (ID) = 0,622 in = 0,055 ft

- Diameter luar (OD) = 0,84 in = 0,07 ft

- Luas penampang dalam (at) = 0,0021 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = *commercial steel*
- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 0,0826$  ft/ sekon

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{63,167 \times 0,0826 \times 0,0455}{0,0014} = 169,7158$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,087 = 0,000526$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,006$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 0,2$  ft
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (*Appendix C-2a, Foust, 1980*)

$$L_2 = 1 \times 13 \times 0,0455 = 0,5915 \text{ ft}$$

- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (*Appendix C-2a, Foust, 1980*)

$$L_3 = 2 \times 30 \times 0,0455 = 2,73 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (*Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980*)

$$L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0455 = 0,5005 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0455 = 2,5025 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 0,2 + 0,5915 + 2,73 + 0,5005 + 2,5025 \\ &= 6,5245 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0087 \times 0,082669^2 \times 6,5245}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 1,249 \times 10^{-6}$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10$  ft

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 10 + 0 + 0 + 0,0000001249$$

$$-W_s = 10,0000012 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (*Peters et. Al., 2004*)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{10,0000012 \times 0,1025 \times 63,1677}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,00025042 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 0,125 hp

### LC. 5 Tangki Ekstraksi (T – 103)

Fungsi : Tempat terjadinya ekstraksi lignin kulit buah Kakao dengan larutan NaOH.

Jenis : Batch Stirred Tank

Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup elipsoidal

Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA-285 grade A

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur = 95°C  
Tekanan = 1 atm

Tabel LC.2 Komposisi Bahan Masuk ke Tangki Ekstraksi (T – 103)

Bahan	Laju alir (kg/jam)	Densitas	Fraksi	Campuran
Selulosa	539,773	1350	0,050	67,907
Lignin	179,924	1300	0,017	21,797
Pektin	115,152	1526	0,011	16,376
NaOH	17,992	1011,85	0,002	0,002
Air	9877,841	1000	0,921	920,523
Total	10730,682	6187,85	1	1028,300

Densitas : 1028,300 kg/jam

a. Volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume campuran} &= \frac{10730,682}{1028,300} \\ &= 10,435 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2 \times 10,435 \\ &= 12,522 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Volume dan Tinggi Tangki:

$$\text{Volume cairan dalam tangki} = \frac{3}{16} \pi D^3 + \frac{\pi}{24} D^3$$

$$D^3 = \frac{12,522}{\left(\frac{11}{48} \times 3,14\right)}$$

$$D = 2,408 \text{ M}$$

Maka tinggi cairan dalam tangki ekstraksi  $H = 2,408$

Direncanakan digunakan tangki dengan perbandingan  $Dt : Ht = 3:4$

c. Diameter dan tinggi tutup

$$\begin{aligned} Ht &= \frac{4}{3} \times 2,408 \\ &= 3,211 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Tebal Shell tangki

$$\text{Tinggi tutup } H_e = \frac{2,408}{4} = 0,602 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell } H_s = 3,211 - (2 \times 0,602) = 2,007 \text{ m}$$

Tekanan udara luar  $P = 1 \text{ atm}$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik (Phid)} &= \rho \times g \times h \\ &= 1028,300 \times 9,8 \times 2,408 \end{aligned}$$

$$= 24271,083 \text{ Pa}$$

$$= 24,271 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi (P)} = (24,271 + 101,325)$$

$$= 125,596 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran 20%

Maka,

$$P_{\text{desain}} = 150,715 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + Cc$$

Dimana:

$t$  = tebal shell (in)

$P$  = tekanan desain (psia)

$D$  = diameter dalam tangki (in)

$S$  = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

$E$  = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)

$C$  = factor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

$N$  = umur tangki = 10 tahun

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + Cc$$

$$= 0,002 \text{ m}$$

$$= 0,095 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = \frac{1}{8} \text{ in}$$

Maka,

$$\text{Tebal shell yang dibutuhkan} = \frac{1}{8} + 0,095$$

$$= 0,220 \text{ in}$$

e. Perancangan Pengaduk

Jenis pengaduk : paddle daun dua, tiga tingkat

Untuk impeller bertingkat (Walas, 1990), diperoleh:

Untuk turbin standar (McCabe, 1999) diperoleh:

$$Da/Dt = 1/3 \quad : Da = 0,803 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \quad : E = 0,803 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad : L = 0,201 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad : W = 0,161 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 \quad : J = 0,201 \text{ m}$$

Kecepatan pengaduk  $N = 0,5$  putaran/detik

$$Da = 0,803$$

$$\text{Densitas} = 1028,300 = 64,195 \text{ lb/ft}^3$$

$$Gc = 32,17$$

Bilangan Reynold,

$N_{Re} > 10.000$ , maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = \frac{K_T N^3 Da^5 \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, et al., 1999})$$

$$K_T = 6,3$$

$$P = 0,69$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = 0,086 \text{ hp}$$

Maka daya motor yang dipilih 1 hp

### LC.6 Pompa Produk Tangki Ekstraksi (P – 102)

Fungsi : Memompa produk dari tangki ekstraksi (T – 101)  
menuju rotary washer I (RW – 101)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 10730,68 kg/jam = 6,57142 lbm/s

- Densitas campuran = 1027,178 kg/m<sup>3</sup> = 64,125 lbm/ft<sup>3</sup>

- Viskositas campuran = 0,7054 cP = 0,00047 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{6,57142 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{64,1246 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,1025 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \times 6,512^{0,45} \times 64,1246^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,088 \text{ m} = 3,446 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,01 in (Geankoplis, 2003)

- *Schedule* pipa = 0,4

- Diameter dalam (ID) = 1,049 in = 0,087 ft

- Diameter luar (OD) = 1,315 in = 0,110 ft

- Luas penampang dalam (at) = 0,006 ft<sup>2</sup>

- Bahan konstruksi = *commercial steel*

- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 17,07981 \text{ ft/ sekon}$

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{64,1245 \times 17,07981 \times 0,000474}{0,000474} = 105127$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*,

$$\text{diperoleh } \epsilon = 4,6 \times 10^{-5}. \epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,087 = 0,000526$$



Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $NRe = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,006$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20$  ft

- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)

$$L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$$

- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)

$$L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)

$$L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0087 \times 17,07981^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0618} = 0,0681$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10$  ft

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 10 + 0 + 0 + 0,0681$$

$$-W_s = 10,068 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (Peters et. Al., 2004)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{10,068 \times 0,1025 \times 1027,178}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,1503 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 0,25 hp

### LC.7 Rotary Washer I (RW – 101)

Fungsi : untuk mencuci Pulp yang keluar dari tangki ekstraksi

Jenis : Continuous Rotary Drum Washer

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial Steel

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 44,904°C

Berat filtrat yang keluar = 36180,8 kg/jam  
= 79788,67 lbm/jam

Berat cake yang dihasilkan dari filter (Wc) = 1376,584 kg/jam = 3035,367 lbm/jam

Densitas cake = 1168,414 kg/m<sup>3</sup> = 72,9417 lbm/ft<sup>3</sup>

Densitas filtrat = 1001,166 kg/m<sup>3</sup> = 62,5008 lbm/ft<sup>3</sup>

Viskositas filtrat = 0,000794 Pa.s

Kandungan air pada cake filter = 15%

Penurunan tekanan = 67 kPa

Waktu siklus (tc) = 5 menit = 300 s

Bagian filter yang tercelup (f) = 30%

Perhitungan :

Menghitung luar filter

$$\frac{V}{A \cdot tc} = \left( \frac{2 \cdot f \cdot \Delta P}{tc \cdot \mu \cdot \alpha \cdot Cs} \right)^{1/2} \quad (\text{geankoplis, 1997})$$

$$m = \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa dry cake}} = \frac{1376,584}{642,493} = 2,142$$

$$Cx = \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa slurry}} = \frac{642,493}{37557,388} = 0,0171$$

$$Cs = \frac{\rho \cdot Cx}{1 - m \cdot Cx} = \frac{1001,166 \cdot 0,0171}{1 - 2,142 \cdot 0,0171} = 17,778$$

$$\frac{v}{tc} = 0,778 \times \frac{Cx}{Cs} = 0,778 \times \frac{0,0171}{17,778} = 7,49 \times 10^{-4}$$

$$\alpha_0 = 4,37 \times 10^9 \cdot \Delta P^{0,3} = 4,37 \times 10^9 \cdot (67000)^{0,3} = 1,23 \times 10^{11}$$

$$\frac{7,49 \times 10^{-4}}{A} = \left( \frac{2 \times 0,3 \times 67000}{300 \times 0,08937 \times 10^9 \times 1,23 \times 10^{11} \times 17,778} \right)^{1/2}$$

$$A = 2,859 \text{ m}^3$$

Menghitung Diameter Filter

$$A = \pi D H$$

$$H = 2D$$

$$A = \pi D 2D$$

$$D = \sqrt{\frac{2,859}{3 \times 3,14}} = 0,6747$$

$$R = \frac{D}{2} = 0,3373$$

$$H = 1,349$$

Menghitung waktu tinggal (t)

$$t = f \times t_c \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$t = 0,3 \times 300 = 90 \text{ s}$$

Menghitung kecepatan putar

$$N = \frac{f}{t_c} \quad (\text{Chopey, 2004})$$

Dimana :

N = kecepatan putaran minimum

f = bagian filter yang tercelup

t<sub>c</sub> = waktu filtrasi

sehingga:

$$N = 0,3/5 = 0,06 \text{ putaran/detik}$$

### LC.8 Pompa Produk Rotary Washer I (P – 103)

Fungsi : Memompa produk dari Rotary Washer (RW – 101) menuju tangki bleaching (RW – 101)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 1376,58 kg/jam = 0,8430 lbm/s

- Densitas campuran = 1165 kg/m<sup>3</sup> = 72,7286 lbm/ft<sup>3</sup>

- Viskositas campuran = 0,79 = 0,000531 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{- Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{0,8430 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{72,7286 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,01159 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 &= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 72,7286^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,088 \text{ m} = 3,5030 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,5 in (Geankoplis, 2003)
- Schedule pipa = 0,4
- Diameter dalam (ID) = 0,622 in = 0,0518 ft = 0,01578 m
- Diameter luar (OD) = 0,84 in = 0,07 ft = 0,02134 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,0021 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = commercial steel

$$\text{- Kecepatan Linier, } V = Q/at = 5,51963 \text{ ft/ sekon}$$

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{72,7286 \times 5,51963 \times 0,0455}{0,000531} = 34405,67$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,01578 = 0,000526$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,009$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20 \text{ ft}$
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$
- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)  
 $L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0087 \times 5,51963^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,00596$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 10 + 0 + 0 + 0,0681$$

$$-W_s = 10,00596 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (*Peters et. Al., 2004*)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{10,00596 \times 0,011591 \times 72,7286}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,01917 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 0,1 hp

### LC.9 Tangki Penyimpanan Larutan NaOCl (T – 102)

Fungsi : Penampungan Larutan NaOCl

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Laju alir massa : 68,83

Densitas : 1097,5988 kg/m<sup>3</sup>

Kebutuhan perancangan : 14 hari

Faktor Kelonggaran 20% : 20%

a. Volume tangki

$$\begin{aligned}\text{Volume Larutan} &= 21,070 \text{ m}^3 \\ \text{Volume tangki (Vt)} &= (1 + 0,2) \times 25,284 \\ &= 25,284 \text{ m}^3\end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

Volume tangki (Vt)

$$Vt = \frac{1}{4} \pi D t^2 H t$$

$$Vt = \frac{3}{8} \pi D t^3$$

Volume tutup tangki (Vh)

$$Vh = 0,1308$$

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_h$$

$$= 1,308$$

$$D^3 = \frac{25,284}{1,308}$$

$$= 19,326$$

$$D = 1,465 \text{ m}$$

$$= 57,691 \text{ in}$$

$$H_s = \left(\frac{3}{2}\right) \times 1,465$$

$$= 2,198 \text{ m}$$

$$= 86,537 \text{ in}$$

Diameter tangki = diameter tangki = 1,465

$$H_h = 0,366$$

$$H_t = H_s + H_h$$

$$= 0,366 + 2,198$$

$$= 2,564 \text{ m}$$

$$= 100,960 \text{ in}$$

c. Tinggi shell tangki

$$\text{Volume cairan} = 21,070$$

$$\text{Volume tangki (Vt)} = 25,284 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \left(\frac{21,070}{25,284}\right) \times 1,465$$

$$= 1,221$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 1097,5988 \times 9,8 \times 1,221 \\ &= 13135,082 \text{ Pa} \\ &= 1,905 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= (1,2) \times (14,696 + 1,905) \\ &= 19,921 \text{ Psi} \\ &= 137,353 \text{ Kpa} \end{aligned}$$

d. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + Cc$$

Dimana:

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

D = diameter dalam tangki (in)

S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

E = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)

C = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

N = umur tangki = 10 tahun

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + Cc$$

$$= 0,172 \text{ m}$$

$$= 6,759 \text{ in}$$

e. Tebal tutup tangki

$$t = 6,759 \text{ in}$$

#### LC. 10 Pompa Bahan NaOCl (P – 104)

Fungsi : Memompa larutan NaOCl ke tangki bleaching (P – 102)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 68,83 kg/jam = 0,04215 lbm/s

- Densitas campuran = 1005,85 kg/m<sup>3</sup> = 62,7931 lbm/ft<sup>3</sup>

- Viskositas campuran = 0,85 = 0,0005712 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

- Laju alir volumetrik,  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,04215 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,7931 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0006712 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$   
 $= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s}$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

Diameter optimum,  $D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 62,7931^{0,13}$

$D_{opt} = 0,0872 \text{ m} = 3,4368 \text{ in}$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,125 in (Geankoplis, 2003)
- Schedule pipa = 40
- Diameter dalam (ID) = 0,269 in = 0,02241 ft = 0,00683 m
- Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,03375 ft = 0,01029 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,0004 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = commercial steel
- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 1,67815 \text{ ft/ sekon}$

Maka,

Bilangan Reynold  $N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{62,793164 \times 1,67815 \times 0,0455}{0,0005712} = 8393,972$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,01578 = 0,000526$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,09$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20 \text{ ft}$
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$
- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  ( Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)  
 $L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$



- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0087 \times 5,51963^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,00596$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 50 + 0 + 0 + 0,00055093$$

$$-W_s = 50,0005509 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (*Peters et. Al., 2004*)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{50,0005509 \times 0,00067126 \times 62,793164}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,0047899 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 1/16 hp

### LC. 11 Tangki Bleaching (T – 104)

Fungsi : Tempat terjadinya bleaching pulp dengan larutan NaOCl

Jenis : Batch Stirred Tank Reactor

Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Temperature : 70°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Bahan	Laju alir	P	Volume
Selulosa	528,977	1.350	0,392
Lignin	69,217	1.300	0,053
Pektin	44,299	1526	0,029
NaOCl	0,688	2044	0,0003
Air	734,0909	1000	0,7341
Total	1377,2722		1,2085

$$\text{Laju alir massa} = 1377,2722 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{Camp} = \frac{F_{Tot}}{Q_{Tot}} = 1139,6205 \text{ kg/m}^3$$

Kebutuhan perancangan 1 jam

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

Perhitungan:

a. Volume bahan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, (Vl)} &= \frac{1377,2722 \times 1}{1139,6205} \\ &= 2,417 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, (Vt)} &= (1 + 0,2) \times 2,417 \\ &= 2,900 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

$$\text{Volume tangki (Vt)}$$

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D t^2 H t$$

$$V_s = \frac{3}{8} \pi D t^3$$

$$\text{Volume tutup tangki (Ve)}$$

$$V_e = \frac{\pi}{6} D s^2 H e$$

$$V_e = \frac{\pi}{24} D s^3$$

$$\text{Volume tangki (V)}$$

$$V_t = V_s + V_e$$

$$D_s = 2,216 \text{ m}$$

$$= 87,280 \text{ in}$$

$$H_s = 2,2169 \text{ m}$$

$$\text{Diameter tangki} = \text{diameter tangki} = 2,2169 \text{ m}$$

$$H_e = \left(\frac{1}{4}\right) \times 2,2169$$

$$= 0,5542 \text{ m}$$

$$H_t = H_s + H_e$$

$$= 2,771 \text{ m}$$

c. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + nC$$

Dimana:

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

D = diameter dalam tangki (in)

S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

E = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)

C = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

N = umur tangki = 10 tahun

Volume larutan = 2,417 m<sup>3</sup>

Volume tangki = 2,900 m<sup>3</sup>

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{2,417}{2,900} \times 2,771$$

$$= 2,3093 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik :

$$\text{Phidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 18,0553 \text{ kPa}$$

$$= 1,2933 \text{ psia}$$

Faktor keamanan = 20%

Maka,

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times (14,696 + 1,2933)$$

$$= 19,1872 \text{ psia}$$

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{PD}{2SE-0,6P} + nC$$

$$= 0,16433 \text{ in}$$

Maka tebal shell standar yang digunakan ¼ in

d. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell maka tebal shell standar yang digunakan = ¼ in

e. Perancangan Sistem Pengaduk

Jenis Pengaduk : Paddle daun dua, tiga tingkat

Untuk impeller bertingkat, diperoleh:

$$W/Dt = 1/12 ; W = 0,18474 \text{ m}$$

$$0,3 < Da/Dt < 0,6$$

$$\text{Untuk } Da/Dt = 0,6650 \text{ m}$$

$$l/Da = 1/8 ; l = 0,0831 \text{ m}$$

$$s_{\text{bottom}}/H = 2/12 ; S_{\text{bottom}} = 0,28120 \text{ m}$$

$$s_{\text{mid}}/H = 5/12 ; S_{\text{mid}} = 0,7030097 \text{ m}$$

$$s_{\text{top}}/H = 8/12 ; S_{\text{top}} = 1,12481 \text{ m}$$

Dimana :

Dt = diameter tangki

Da = diameter impeller

l = lebar impeller

S = jarak antar impeller

W = lebar baffle

H = tinggi larutan

Kecepatan pengadukan, N = 0,33 putaran/detik

Densitas campuran = 1091,9623

Viskositas campuran  $\mu_c$  (pada 30°C):

Viskositas campuran pada 120°C adalah 0,799 cp

Viskositas slurry pada 120°C didekati melalui persamaan berikut:

$$In \frac{\mu_c}{\mu} = \frac{2,5Q_s}{1-CQ_s} \quad (\text{Perry}, 1997)$$

$$C = 1$$

$$Q_s = \frac{0,704}{3,965}$$

$$= 0,1774$$

$$\mu_c = 0,5392 \text{ cP}$$

$$= 0,0005392 \text{ kg/m.s}$$

Bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot (Da)^2}{\mu_c} = 88393,591$$

$N_{Re} > 10.000$ , maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = N_p \cdot N^3 \cdot D a^5 \cdot \rho$$

$$= 0,9443 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak 80%

Daya motor penggerak 2,341 Hp

f. Menghitung jaket pemanas

$$\text{Jumlah steam (130°C)} = 147,9212 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 5,16 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir steam (Qs)} = 28,6669 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Diameter dalam jaket} = \text{tinggi reactor } 2,02466 \text{ m}$$

$$\text{Asumsi tebal jaket} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D)} = 58,0568 \text{ in}$$

$$\text{Luas yang dilalui (A)} = \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2)$$

$$= 0,5374 \text{ m}^2$$

Kecepatan Air (V)

$$V = \frac{Q_s}{A}$$

$$= 53,3428 \text{ m/jam}$$

Tebal dinding jaket (tj)

$$\text{Phidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 92,5948 \text{ pa} = 0,006633 \text{ psia}$$

$$\text{Pdesain} = 17,6431 \text{ psia}$$

$$t_j = \frac{PD}{2SE - 0,6P} + nC$$

$$= 0,5998 \text{ in}$$

### LC. 12 Pompa Tangki Bleaching (P – 105)

Fungsi : Memompa larutan produk dari tangki bleaching (T – 101)  
menuju rotary washer II (RW – 102)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 6425,62 kg/jam = 3,9350 lbm/s

- Densitas campuran = 1026,962 kg/m<sup>3</sup> = 64,1111 lbm/ft<sup>3</sup>
- Viskositas campuran = 0,65 = 0,0004368 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{- Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{6425,62 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{1026,962 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0613 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\ &= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 1026,962^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,08753 \text{ m} = 3,4461 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,01 in (*Geankoplis, 2003*)
- *Schedule* pipa = 40
- Diameter dalam (ID) = 1,049 in = 0,087416 ft = 0,02664 m
- Diameter luar (OD) = 1,315 in = 0,10958 ft = 0,33399 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,006 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = *commercial steel*
- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 10,2296 \text{ ft/ sekon}$

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{62,793164 \times 1,67815 \times 0,0455}{0,0005712} = 8393,972$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (*Geankoplis, 1997, hal. 94*), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,02664 = 0,001726$

Dari Fig. 2.10-3 (*Geankoplis, 1997, hal. 94*), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,065$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20 \text{ ft}$
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (*Appendix C-2a, Foust, 1980*)  
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$
- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (*Appendix C-2a, Foust, 1980*)  
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (*Appendix C-2c dan C-*

2d, Foust, 1980)

$$L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0085 \times 10,2296^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,020471$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} = \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 30 + 0 + 0 + 0,020471$$

$$-W_s = 30,02047 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80%

(Peters et. Al., 2004)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{30,02047 \times 0,061378 \times 1026,962}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,268479 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 1/2 hp

### LC. 13 Rotary Washer II (RW – 102)

Fungsi : untuk mencuci Pulp yang keluar dari tangki ekstraksi

Jenis : Continuous Rotary Drum Washer

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial Steel

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 38,138°C

Berat filtrat yang keluar = 21507,13 kg/jam

= 47423,23 lbm/jam

Berat cake yang dihasilkan dari filter (Wc)

$$= 982,5303 \text{ kg/jam}$$

$$= 2166,479 \text{ lbm/jam}$$

Densitas cake = 1174,001 kg/m<sup>3</sup>

$$= 73,2905 \text{ lbm/ft}^3$$

Densitas filtrat = 1001,166 kg/m<sup>3</sup>

$$= 62,5008 \text{ lbm/ft}^3$$

Viskositas filtrat = 0,000794 Pa.s

Kandungan air pada cake filter = 15%

Penurunan tekanan = 67 kPa

Waktu siklus (tc) = 5 menit = 300 s

Bagian filter yang tercelup (f) = 30%

Perhitungan :

Menghitung luar filter

$$\frac{V}{A \cdot t_c} = \left( \frac{2 \cdot f \cdot \Delta P}{t_c \cdot \mu \cdot \alpha \cdot C_s} \right)^{1/2}$$

(geankoplis, 1997)

$$m = \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa dry cake}} = \frac{982,5303}{404,814} = 2,4272$$

$$C_x = \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa slurry}} = \frac{404,814}{21507,13} = 0,01882$$

$$C_s = \frac{\rho \cdot C_x}{1 - m \cdot C_x} = \frac{1001,166 \cdot 0,01882}{1 - 2,4272 \cdot 0,01882} = 19,746$$

$$\frac{v}{t_c} = 0,778 \times \frac{C_x}{C_s} = 0,778 \times \frac{0,01882}{19,746} = 7,42 \times 10^{-4}$$

$$\alpha_0 = 4,37 \times 10^9 \cdot \Delta P^{0,3} = 4,37 \times 10^9 \cdot (67000)^{0,3} = 1,23 \times 10^{11}$$

$$\frac{7,42 \times 10^{-4}}{A} = \left( \frac{2 \times 0,3 \times 67000}{300 \times 0,08937 \times 10^9 \times 1,23 \times 10^{11} \times 19,746} \right)^{1/2}$$

$$A = 2,98 \text{ m}^2$$

Menghitung Diameter Filter

$$A = \pi D H$$

$$H = 2D$$

$$A = \pi D 2D$$

$$D = \sqrt{\frac{2,98}{3 \times 3,14}} = 0,689$$



$$R = \frac{D}{2} = 0,344$$

$$H = 1,378$$

Menghitung waktu tinggal (t)

$$t = f \times t_c \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$t = 0,3 \times 300 = 90 \text{ s}$$

Menghitung kecepatan putar

$$N = \frac{f}{t_c} \quad (\text{Chopey, 2004})$$

Dimana :

N = kecepatan putaran minimum

f = bagian filter yang tercelup

t<sub>c</sub> = waktu filtrasi

sehingga:

$$N = 0,3/5 = 0,06 \text{ putaran/detik}$$

#### LC. 14 Pompa Produk Rotary Washer II (P – 106)

Fungsi : Memompa produk dari rotary washer II (RW – 102) menuju Rotary Dryer (RD – 101)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 809,39 kg/jam = 0,495665 lbm/s

- Densitas campuran = 1071,69 kg/m<sup>3</sup> = 66,90341 lbm/ft<sup>3</sup>

- Viskositas campuran = 0,9878 = 0,00066 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{- Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{0,49566 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{66,9034 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0074086 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\ &= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi N<sub>Re</sub> > 2100, aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{\text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 66,9034^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 0,08801 \text{ m} = 3,4652 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,75 in (Geankoplis, 2003)
- *Schedule* pipa = 40
- Diameter dalam (ID) = 0,824 in = 0,06875 ft = 0,021 m
- Diameter luar (OD) = 1,05 in = 0,0875 ft = 0,0267 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,0037 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = *commercial steel*
- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 2,00234$  ft/ sekon

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{66,9034 \times 2,0023 \times 0,0455}{0,0006638} = 9182,482$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,021 = 0,00219048$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,065$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20$  ft
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)

$$L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$$

- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)

$$L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$

(Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)

$$L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0085 \times 2,0023^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,00078435$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10$  ft

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} = \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 30 + 0 + 0 + 0,00078435$$

$$-W_s = 30,00078435 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (Peters et. Al., 2004)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{30,0007843 \times 0,007408 \times 66,9034}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,03379 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 0,1 hp

### LC. 15 Rotary Dryer I (RD – 101)

Fungsi : Menguapkan H<sub>2</sub>O dari produk yang keluar dari rotary washer II hingga memenuhi komposisi air yang diizinkan pada proses aetilasi.

Jenis : Co-Current with Rotary Atomizer (FSD-4)

$$\begin{aligned} \text{Beban panas} &= 192296,6411 \text{ kj/jam} \\ &= 182271,6977 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah steam yang dibutuhkan} = 58,001 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah campuran umpan} = 982,53 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran umpan} &= 1174 \text{ kg/m}^3 \\ &= 33,244 \text{ kg/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume campuran umpan} &= \frac{982,53}{33,244} \\ &= 29,555 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan volume rotary Dryer,

$$\text{Faktor kelonggaran} = 8\% \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume rotary dryer} &= 29,555 \times 1,08 = 31,92 \text{ ft}^3 \\ &= 0,9039 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan luas permukaan spray dryer,

$$\text{Temperatur saturated steam} = 130^\circ\text{C} = 266^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur umpan masuk rotary dryer} = 38,1365^\circ\text{C} = 100,6457^\circ\text{F}$$

Temperatur umpan keluar rotary dryer = 100°C = 212°F

Ud = 100 btu/jam.°F.ft<sup>2</sup> (Kern, 1950)

$$LMTD = \frac{(266-212)-(266-100,6457)}{\ln \left( \frac{266-212}{266-100,6457} \right)} = 99,503 \text{ } ^\circ F$$

Luas permukaan rotary dryer,  $A = \frac{Q}{Ud \times LMTD}$

$$= \frac{192296,6411}{100 \times 99,503}$$
$$= 19,326$$

Desain *spray dryer*

$$Q = \frac{10,98 Kf \frac{v^2 \Delta t}{3}}{D_m^2} Ds \sqrt{\frac{\rho t}{\rho s}}$$

Dimana :

Q = Laju perpindahan panas (Btu/jam)

Kf = Konduktifitas panas (Btu/(h×ft<sup>2</sup>)(°F×ft)

V = Volume Dryer (ft<sup>3</sup>)

Δt = Selisih suhu (° F)

Dm = Diameter medium (ft)

Ds = Diamater Nozzel

Ws = Laju alir umpan masuk (lb/h)

ρs = Densitas bahan (lbm/ft<sup>3</sup>)

ρt = Densitas steam keluar (lbm/ft<sup>3</sup>)

- Volume Dryer

$$V_m = \frac{1}{4} \times \pi D^2 L$$

$$= \frac{5}{4} \times \pi D^3$$

$$31,919 = 3,925 D^3$$

$$D^3 = 8,1324 \text{ ft}^3$$

$$D = 2,011 \text{ ft}$$

$$L = 5 \times 2,011$$

$$= 10,055$$

Dari persamaan di atas diperoleh harga Ds,

$$Ds = \frac{Q D_m^2}{10,98 Kf \cdot v^{\frac{2}{3}} (266-122) \sqrt{\frac{1,8227}{35,265}}}$$

$$= 0,3297 \text{ ft}$$

$$= 10,049 \text{ cm}$$

Perhitungan waktu tinggal (retention time),

$$\Theta = \frac{0,23 \times L}{S \times N^{0,9} \times D}$$

(Perry,1997)

Dimana : L = panjang rotary dryer (ft)

N = rotasi (rpm)

S = slope (ft/ft)

D = diameter rotary dryer (ft)

$$\text{Maka, } \Theta = \frac{0,23 \times 10,055}{1 \times 20^{0,9} \times 2,011} = 0,0776 \text{ jam} = 4,655 \text{ menit}$$

### LC. 16 Belt Conveyor I (BC – 201)

Fungsi : Mengangkut padatan selulosa asetat

Jenis : Flat belt on continuous flow

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C

Laju alir massa = 880,0626 kg/jam = 0,2444 kg/s

Untuk belt conveyor kapasitas < 10 ton/jam, spesifikasi (Perry & Green, 1999):

- Tinggi conveyor = 25 ft = 7,62 m

- Ukuran conveyor = (6 x 4 x 4¼) in

- Jarak antar conveyor = 12 in = 0,305 m

- Kecepatan conveyor = 225 ft/mnt = 1,143 m/s

- Kecepatan putaran = 43 rpm

- Lebar belt = 7 in = 0,1778 m = 17,78 cm

Perhitungan daya yang dibutuhkan (P):

$$P = 0,07m^{0,63}\Delta Z$$

(Peters et.al., 2004)

dimana:

P = daya (hp)

m = laju alir massa (kg/s)

$\Delta Z$  = tinggi elevator (m)

$$m = 880,0626 \text{ kg/jam} = 0,2444 \text{ kg/s}$$

$$\Delta Z = 25 \text{ ft} = 7,62 \text{ m}$$

Maka :

$$P = 0,07 \times 0,2444 \times 7,62$$

$$= 0,2195 \text{ hp}$$

### LC. 17 Tangki Asam Asetat Glasial (T – 201)

Fungsi : Penyimpanan bahan baku asam asetat glasial

Bentuk : silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi penyimpanan

Temperature : 30°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Laju alir massa = 181,44 kg/jam

Densitas = 1049 kg/m<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 14 hari

Faktor kelonggaran = 20%

a. Volume tangki

$$\text{Volume larutan} = \frac{181,44 \times 14 \times 24}{1049}$$

$$= 58,116 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = (1 + 0,2) \times 58,116$$

$$= 69,739 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan tinggi shell

Volume tangki (Vt)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D t^2 H t$$

$$V_t = \frac{3}{8} \pi D t^3$$

Volume tutup tangki (Vh)

$$V_h = 0,131$$

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_h$$

$$= 1,308$$

$$D^3 = \frac{69,739}{1,308}$$

$$= 53,304$$

$$D = 2,434 \text{ m}$$

$$= 95,813 \text{ in}$$

$$H_s = \left(\frac{3}{2}\right) \times 2,434$$

$$= 3,650 \text{ m}$$

$$= 143,719 \text{ in}$$

Diameter tangki = diameter tangki = 2,434

$$H_h = \left(\frac{1}{4}\right) \times 2,434$$

$$= 0,608$$

$$H_t = H_s + H_h$$

$$= 3,650 + 0,608$$

$$= 4,259 \text{ m}$$

$$= 167,673 \text{ in}$$

c. Tinggi shell tangki

$$\text{Volume cairan} = 58,116$$

$$\text{Volume tangki}(V_t) = 69,739 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \left(\frac{58,116}{69,739}\right) \times 2,434$$

$$= 2,028$$

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 1049 \times 9,8 \times 2,028$$

$$= 20848,651 \text{ Pa}$$

$$= 3,023 \text{ Psi}$$

$$P_{\text{desain}} = (1,2) \times (14,696 + 3,023)$$

$$= 21,263 \text{ Psi}$$

$$= 146,607 \text{ Kpa}$$

d. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + Cc$$

Dimana:

t = tebal shell (in)

- P = tekanan desain (psia)  
 D = diameter dalam tangki (in)  
 S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)  
 E = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)  
 C = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)  
 N = umur tangki = 10 tahun

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + Cc$$

$$= 0,282 \text{ m}$$

$$= 11,083 \text{ in}$$

e. Tebal tutup tangki

$$t = 11,083 \text{ in}$$

### LC. 18 Pompa Bahan Asam Asetat Glasial (P – 107)

Fungsi : Memompa asam asetat glasial ke tangki aktivasi (T – 201)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C
- Laju alir massa (F) = 181,44 kg/jam = 0,1111125 lbm/s
- Densitas campuran = 1049 kg/m<sup>3</sup> = 65,4869 lbm/ft<sup>3</sup>
- Viskositas campuran = 1,1 cP = 0,0007392 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\text{- Laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,1111125 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{65,4869 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,001696 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 65,4869^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,087773 \text{ m} = 3,4556 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,25 in (Geankoplis, 2003)



- Schedule pipa = 40
- Diameter dalam (ID) = 0,364 in = 0,030333 ft = 0,00925 m
- Diameter luar (OD) = 0,54 in = 0,045 ft = 0,01372 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,00072 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = *commercial steel*
- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 2,356545$  ft/ sekon

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{65,4869 \times 2,3565 \times 0,0455}{0,0007392} = 9499,04$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,00925 = 0,004972$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,065$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20$  ft
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034$  ft
- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708$  ft
- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)  
 $L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798$  ft
- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$   
 $L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399$  ft

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0085 \times 2,3565^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,001086$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10$  ft

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2gc} = 0$$

$$\text{Pressure head} = \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 30 + 0 + 0 + 0,00108638$$

$$-W_s = 30,0010864 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (*Peters et. Al., 2004*)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{30,0010864 \times 0,00169671 \times 65,48693}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,00757612 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 1/25 hp

### LC. 19 Tangki Aktivasi

Fungsi : Tempat terjadinya bleaching pulp dengan larutan NaOCl

Jenis : Batch Stirred Tank Reactor

Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Temperature : 70°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Bahan	Laju alir	P	Volume
Selulosa	88,9680	1.350	0,392
Lignin	1,5006	1.300	0,053
Pektin	0,9604	1526	0,029
CH3COOH	30,5160	1049	0,0003
Air	8,1213	1000	5,782
Total	130,0662		6,257

$$\text{Laju alir massa} = 6425,618 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ Camp} = \frac{F_{Tot}}{Q_{Tot}} = 1026,968$$

Kebutuhan perancangan 1 jam

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

Perhitungan:

a. Volume bahan

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan, (Vl)} &= \frac{6425,618 \times 1}{1026,968} \\ &= 1,8899 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki, (Vt)} &= (1 + 0,2) \times 6,257 \\ &= 2,008 \text{ m}^3\end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

Volume tangki (Vt)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D t^2 H_t$$

$$V_s = \frac{3}{8} \pi D t^3$$

Volume tutup tangki (Ve)

$$V_e = \frac{\pi}{6} \pi D_s^2 H_e$$

$$V_e = \frac{\pi}{24} \pi D_s^3$$

Volume tangki (V)

$$V_t = V_s + V_e$$

$$\begin{aligned}D_s &= 5,739 \text{ m} \\ &= 225,937 \text{ in}\end{aligned}$$

$$H_s = 11,478 \text{ m}$$

Diameter tangki = diameter tangki = 7,508 m

$$\begin{aligned}H_e &= \left(\frac{1}{4}\right) \times 1,5378 \\ &= 1,5378 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H_t &= H_s + H_e \\ &= 2,6912 \text{ m}\end{aligned}$$

c. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + nC$$

Dimana:

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

D = diameter dalam tangki (in)

S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

E = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)

C = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

N = umur tangki = 10 tahun

Volume larutan = 3,9652 m<sup>3</sup>

Volume tangki = 4,7582 m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki} &= \frac{3,9652}{4,7582} \times 2,0246 \\ &= 1,6872 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Hidrostatik :

$$\begin{aligned} \text{Phidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 18,0553 \text{ kPa} \\ &= 1,2933 \text{ psia} \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Pdesain} &= 1,2 \times (14,696 + 1,2933) \\ &= 19,1872 \text{ psia} \end{aligned}$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-0,6P} + nC \\ &= 0,16433 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka tebal shell standar yang digunakan ¼ in

d. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell maka tebal shell standar yang digunakan = ¼ in

e. Perancangan Sistem Pengaduk

f. Jenis Pengaduk : Paddle daun dua, tiga tingkat

Untuk impeller bertingkat, diperoleh:

$$W/Dt = 1/12 ; W = 0,1010 \text{ m}$$

$$0,3 < Da/Dt < 0,6$$

$$\text{Untuk } Da/Dt = 0,3636 \text{ m}$$

$$l/Da = 1/8 ; l = 0,04546 \text{ m}$$

$$s_{\text{bottom}}/H = 2/12 ; S_{\text{bottom}} = 0,28120 \text{ m}$$

$$s_{\text{mid}}/H = 5/12 ; S_{\text{mid}} = 0,7030097 \text{ m}$$

$$s_{\text{top}}/H = 8/12 ; S_{\text{top}} = 1,12481 \text{ m}$$

Dimana :

Dt = diameter tangki  
Da = diameter impeller  
l = lebar impeller  
S = jarak antar impeller

W = lebar baffle

H = tinggi larutan

Kecepatan pengadukan, N = 0,33 putaran/detik

Densitas campuran = 1091,9623

Viskositas campuran  $\mu_c$  (pada 30°C):

Viskositas campuran pada 120°C adalah 0,799 cp

Viskositas slurry pada 120°C didekati melalui persamaan berikut:

$$\ln \frac{\mu_c}{\mu} = \frac{2,5Q_s}{1-CQ_s} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$C = 1$$

$$Q_s = \frac{0,704}{3,965}$$

$$= 0,1774$$

$$\mu_c = 0,5392 \text{ cP}$$

$$= 0,0005392 \text{ kg/m.s}$$

Bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot (Da)^2}{\mu_c} = 88393,591$$

$N_{Re} > 10.000$ , maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = N_p \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho$$

$$= 0,8223 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak 80%

Daya motor penggerak 2,341 Hp

g. Menghitung jaket pemanas

$$\text{Jumlah steam (130°C)} = 147,9212 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 5,16 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir steam (Qs)} = 28,6669 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter dalam jaket = tinggi reactor 2,02466 m

$$\text{Asumsi tebal jaket} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D)} = 58,0568 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas yang dilalui (A)} &= \frac{\pi}{4}(D^2 - d^2) \\ &= 0,5374 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Kecepatan Air (V)

$$\begin{aligned}V &= \frac{Q_s}{A} \\ &= 53,3428 \text{ m/jam}\end{aligned}$$

Tebal dinding jaket (tj)

$$\begin{aligned}\text{Phidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 88,771 \text{ pa} = 0,005445 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$\text{Pdesain} = 13,9987 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}tj &= \frac{PD}{2SE-0,6P} + nC \\ &= 1,2696 \text{ in}\end{aligned}$$

#### LC. 20 pompa Produk Tangki Aktivasi (P – 201)

Fungsi : Memompa produk tangki aktivasi ke reactor asetilasi (R-201)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C
- Laju alir massa (F) = 759,16 kg/jam = 0,4649031 lbm/s
- Densitas campuran = 1239,934 kg/m<sup>3</sup> = 77,406544 lbm/ft<sup>3</sup>
- Viskositas campuran = 0,78 cP = 0,0005242 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{- Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{0,4649031 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{77,406544 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0060 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\ &= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 77,406544^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,089702 \text{ m} = 3,5315 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,5 in (Geankoplis, 2003)
- *Schedule* pipa = 40
- Diameter dalam (ID) = 0,622 in = 0,05183 ft = 0,015797 m
- Diameter luar (OD) = 0,84 in = 0,07 ft = 0,02133 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,0021 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = *commercial steel*
- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 2,8599$  ft/ sekon

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{77,4065 \times 2,8599 \times 0,0455}{0,0005242} = 19217,22$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,01579 = 0,002913$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,0045$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20$  ft
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)

$$L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$$

- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)

$$L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)

$$L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0085 \times 2,8599^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,0016$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10$  ft

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2gc} = 0$$

$$\text{Pressure head} = \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 30 + 0 + 0 + 0,00160015$$

$$-W_s = 30,0016002 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (*Peters et. Al., 2004*)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{30,0016002 \times 0,0060 \times 77,4065}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,0316 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 1/25 hp

### LC. 21 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (T – 202)

Fungsi : Penampungan larutan asam sulfat

Bentuk : silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi penyimpanan

Temperature : 30°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Laju alir massa = 19,70 kg/jam

Densitas = 1840 kg/m<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Faktor kelonggaran = 20%

a. Volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{19,70 \times 30 \times 24}{1840} \\ &= 7,708 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= (1 + 0,2) \times 7,708 \\ &= 69,739 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

Volume tangki (Vt)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D t^2 H t$$

$$V_t = \frac{3}{8} \pi D t^3$$



Volume tutup tangki (Vh)

$$V_h = 0,131$$

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_h$$

$$= 1,308$$

$$D^3 = \frac{9,250}{1,308}$$

$$= 7,070$$

$$D = 0,886 \text{ m}$$

$$= 34,895 \text{ in}$$

$$H_s = \left(\frac{3}{2}\right) \times 0,886$$

$$= 1,329 \text{ m}$$

$$= 52,342 \text{ in}$$

Diameter tangki = diameter tangki = 0,886

$$H_h = \left(\frac{1}{4}\right) \times 0,886$$

$$= 0,222$$

$$H_t = H_s + H_h$$

$$= 0,222 + 1,329$$

$$= 1,551 \text{ m}$$

$$= 61,065 \text{ in}$$

c. Tinggi shell tangki

$$\text{Volume cairan} = 7,708$$

$$\text{Volume tangki}(V_t) = 9,250 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \left(\frac{7,708}{9,250}\right) \times 0,886$$

$$= 0,739$$

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 1840 \times 9,8 \times 0,739$$

$$= 13318,445 \text{ Pa}$$

$$= 1,931 \text{ Psi}$$

$$P_{\text{desain}} = (1,2) \times (14,696 + 1,931)$$

$$= 19,953 \text{ Psi}$$

$$= 137,573 \text{ Kpa}$$

d. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + Cc$$

Dimana:

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

D = diameter dalam tangki (in)

S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

E = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)

C = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

N = umur tangki = 10 tahun

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} + Cc \\ &= 0,117 \text{ m} \\ &= 4,592 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Tebal tutup tangki

$$t = 4,592 \text{ in}$$

### LC. 22 Pompa Bahan Asam Sulfat (P – 108)

Fungsi : Memompa produk tangki aktivasi ke reactor asetilasi (P – 108)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 19,70 kg/jam = 0,01206 lbm/s

- Densitas campuran = 1840 kg/m<sup>3</sup> = 114,8674 lbm/ft<sup>3</sup>

- Viskositas campuran = 1,1 cP = 0,00074 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{- Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{0,01206 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{114,8674 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0001050 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\ &= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

Diameter optimum,  $D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 114,8674^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,0944 \text{ m} = 3,7175 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,125 in (Geankoplis, 2003)
- *Schedule* pipa = 40
- Diameter dalam (ID) = 0,269 in = 0,02241 ft = 0,00683 m
- Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,03375 ft = 0,01028 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,0021 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = *commercial steel*
- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 0,050011 \text{ ft/ sekon}$

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{114,86745 \times 0,050011 \times 0,0455}{0,00074} = 353,5969$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,00683 = 0,006734$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,00673$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20 \text{ ft}$
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$
- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)  
 $L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$   
 $L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0085 \times 0,050011^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,0000005$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10$  ft

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} = \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 30 + 0 + 0 + 0,0000005$$

$$-W_s = 30,0000005 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (Peters et. Al., 2004)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{30,0000005 \times 0,0001050 \times 114,86745}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,00082252 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 1/25 hp

### LC. 23 Tangki Penyimpanan Asetat Anhidrat (T – 203)

Fungsi : Penampungan bahan baku asetat anhidrat

Bentuk : silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi penyimpanan

Temperature : 30°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Laju alir massa = 1280,44 kg/jam

Densitas = 1080 kg/m<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 7 hari

Faktor kelonggaran = 20%

a. Volume tangki

$$\text{Volume larutan} = \frac{1280,44 \times 7 \times 24}{1080}$$

$$= 199,180 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = (1 + 0,2) \times 199,180$$

$$= 239,016 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan tinggi shell

Volume tangki (Vt)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D t^2 H t$$

$$V_t = \frac{3}{8} \pi D t^3$$

Volume tutup tangki (Vh)

$$V_h = 0,131$$

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_h$$

$$= 1,308$$

$$D^3 = \frac{239,016}{1,308}$$

$$= 182,687$$

$$D = 4,505 \text{ m}$$

$$= 177,378 \text{ in}$$

$$H_s = \left(\frac{3}{2}\right) \times 4,505$$

$$= 6,758 \text{ m}$$

$$= 266,067 \text{ in}$$

Diameter tangki = diameter tangki = 4,505

$$H_h = \left(\frac{1}{4}\right) \times 4,505$$

$$= 1,126$$

$$H_t = H_s + H_h$$

$$= 1,126 + 6,758$$

$$= 7,884 \text{ m}$$

$$= 310,411 \text{ in}$$

c. Tinggi shell tangki

$$\text{Volume cairan} = 199,180$$

$$\text{Volume tangki}(V_t) = 239,016 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \left(\frac{199,180}{239,016}\right) \times 4,505$$

$$= 3,754$$

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 1080 \times 9,8 \times 3,754$$

$$= 39737,592 \text{ Pa}$$

$$= 5,762 \text{ Psi}$$

$$P_{\text{desain}} = (1,2) \times (14,696 + 5,762)$$

$$= 24,550 \text{ Psi}$$

$$= 169,269 \text{ Kpa}$$

d. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + Cc$$

Dimana:

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

D = diameter dalam tangki (in)

S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

E = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)

C = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

N = umur tangki = 10 tahun

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + Cc$$

$$= 0,576 \text{ m}$$

$$= 22,664 \text{ in}$$

e. Tebal tutup tangki

$$t = 22,664 \text{ in}$$

#### LC. 24 Pompa Bahan Asetat Anhidrat (P – 202)

Fungsi : Memompa asetat anhidrat ke reactor asetilasi (R – 201)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 1280,44 kg/jam = 0,7841 lbm/s

- Densitas campuran = 1080 kg/m<sup>3</sup> = 67,4221 lbm/ft<sup>3</sup>

- Viskositas campuran = 0,85 cP = 0,0005712 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{- Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{0,784136 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{67,4221 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0881 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 &= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 67,4221^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,0881 \text{ m} = 3,4687 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,5 in (Geankoplis, 2003)
- *Schedule* pipa = 0,4
- Diameter dalam (ID) = 0,522 in = 0,0435 ft = 0,0132 m
- Diameter luar (OD) = 0,84 in = 0,07 ft = 0,02133 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,0021 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = *commercial steel*

$$\text{- Kecepatan Linier, } V = Q/at = 5,5382 \text{ ft/ sekon}$$

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{67,4221 \times 0,0881 \times 0,0455}{0,0005712} = 29743,74$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,0132 = 0,003484$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,0085$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20 \text{ ft}$
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$
- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)  
 $L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0085 \times 5,3821 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,00600026$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} = \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 30 + 0 + 0 + 0,001600026$$

$$-W_s = 30,0060003 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (*Peters et. Al., 2004*)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{30,0060003 \times 0,0116 \times 67,4221}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,05347 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 1/2 hp

### LC. 25 Tangki Pencampur (M – 201)

Fungsi : Tempat terjadinya bleaching pulp dengan larutan NaOCl

Jenis : Batch Stirred Tank Reactor

Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Temperature : 70°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Bahan	Laju alir	$\rho$	Volume
Air	681,175	1.000	0,681
CH <sub>3</sub> COOH	1.589,407	1.049	1,515
Total	2.270,582		2,196



$$\text{Laju alir massa} = 2270,582 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{Camp} = \frac{F_{Tot}}{Q_{Tot}} = 1033,803$$

Kebutuhan perancangan 1 jam

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

Perhitungan:

a. Volume bahan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, (Vl)} &= \frac{2270,582 \times 1}{1033,803} \\ &= 2,196 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, (Vt)} &= (1 + 0,2) \times 6,257 \\ &= 2,636 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

Volume tangki (Vt)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D t^2 H t$$

$$V_s = \frac{3}{8} \pi D t^3$$

Volume tutup tangki (Ve)

$$V_e = \frac{\pi}{6} \pi D s^2 H e$$

$$V_e = \frac{\pi}{24} \pi D s^3$$

Volume tangki (V)

$$V_t = V_s + V_e$$

$$\begin{aligned} D_s &= 5,739 \text{ m} \\ &= 225,937 \text{ in} \end{aligned}$$

$$H_s = 11,478 \text{ m}$$

$$\text{Diameter tangki} = \text{diameter tangki} = 7,508 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_e &= \left(\frac{1}{4}\right) \times 1,5378 \\ &= 1,5378 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_t &= H_s + H_e \\ &= 2,6912 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + nC$$

Dimana:

$t$  = tebal shell (in)  
 $P$  = tekanan desain (psia)  
 $D$  = diameter dalam tangki (in)  
 $S$  = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)  
 $E$  = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)  
 $C$  = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)  
 $N$  = umur tangki = 10 tahun  
 Volume larutan = 3,9652 m<sup>3</sup>  
 Volume tangki = 4,7582 m<sup>3</sup>  
 Tinggi larutan dalam tangki =  $\frac{3,9652}{4,7582} \times 2,0246$   
 = 1,6872 m

Tekanan Hidrostatik :

$$\begin{aligned}
 \text{Phidrostatik} &= \rho \times g \times h \\
 &= 18,0553 \text{ kPa} \\
 &= 1,2933 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

Maka,

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,2 \times (14,696 + 1,2933) \\
 &= 19,1872 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{PD}{2SE - 0,6P} + nC \\
 &= 22,136 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### **LC. 26 Pompa Produk Tangki Pencampur (P – 203)**

Fungsi : Memompa bahan asam asetat ke reaktor (R – 201)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 2270,58 kg/jam = 1,3904 lbm/s

- Densitas campuran = 1034 kg/m<sup>3</sup> = 64,5505 lbm/ft<sup>3</sup>

- Viskositas campuran = 0,78 cP = 0,0005242 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

- Laju alir volumetrik,  $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{1,3904 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{64,5505 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,02154 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$   
 $= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s}$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

Diameter optimum,  $D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 64,5505^{0,13}$

$D_{opt} = 0,087609 \text{ m} = 3,4491 \text{ in}$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,75 in (Geankoplis, 2003)
- Schedule pipa = 20
- Diameter dalam (ID) = 0,522 in = 0,0435 ft = 0,0132 m
- Diameter luar (OD) = 0,84 in = 0,07 ft = 0,02133 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,0037 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = *commercial steel*
- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 5,821936 \text{ ft/ sekon}$

Maka,

Bilangan Reynold  $N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{64,5505 \times 5,8219 \times 0,0455}{0,0005242} = 32622,31$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,0132 = 0,003484$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,008$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20 \text{ ft}$
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$
- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)  
 $L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$

- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0085 \times 5,8219^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,0066308$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 30 + 0 + 0 + 0,0066308$$

$$-W_s = 30,0066308 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (*Peters et. Al., 2004*)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{30,0066308 \times 0,02154 \times 64,5505}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,09482731 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 1/2 hp

### LC. 27 Reaktor Asetilasi (R – 201)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pemutusan ikatan -OH pada pulp

Jenis : Batch Stirred Tank Reactor

Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup ellipsoidal

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-285 grade A

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Temperature : 70°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Bahan	laju alir	densitas	volume
Selulosa triasetat	921,5960	1310	0,704
Lignin	8,7435	1300	0,007
Pektin	5,5958	1526	0,004
H <sub>2</sub> O	730,1767	1000	0,730
CH <sub>3</sub> COOH	2268,8243	1049	2,163
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	375,6378	1080	0,348
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,3051	1840	0,010
TOTAL	4329,8792		3,965

Laju alir massa = 4329,8792 kg/jam

$$\rho_{Camp} = \frac{F_{Tot}}{Q_{Tot}} = 1091,9624$$

Kebutuhan perancangan 1 jam

Faktor kelonggaran = 20%

Perhitungan:

a. Volume bahan

$$\text{Volume larutan, (Vl)} = \frac{4329,8792 \times 1}{1091,9624}$$

$$= 3,9652 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, (Vt)} = (1 + 0,2) \times 3,96522$$

$$= 4,7582 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan tinggi shell

Volume tangki (Vt)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D t^2 H t$$

$$V_s = \frac{3}{8} \pi D t^3$$

Volume tutup tangki (Ve)

$$V_e = \frac{\pi}{6} D s^2 H e$$

$$V_e = \frac{\pi}{24} D s^3$$

Volume tangki (V)

$$V_t = V_s + V_e$$

$$D_s = 1,5378 \text{ m}$$

$$= 60,5447 \text{ in}$$

$$H_s = 2,3067 \text{ m}$$

Diameter tutup = diameter tangki = 1,5378 m

$$H_e = \left(\frac{1}{4}\right) \times 1,5378$$

$$= 1,5378 \text{ m}$$

$$H_t = H_s + H_e$$

$$= 2,6912 \text{ m}$$

c. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + nC$$

Dimana:

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

D = diameter dalam tangki (in)

S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

E = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)

C = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

N = umur tangki = 10 tahun

Volume larutan = 3,9652 m<sup>3</sup>

Volume tangki = 4,7582 m<sup>3</sup>

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{3,9652}{4,7582} \times 2,0246$$

$$= 1,6872 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik :

$$\text{Phidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 18,0553 \text{ kPa}$$

$$= 1,2933 \text{ psia}$$

Faktor keamanan = 20%

Maka,

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times (14,696 + 1,2933)$$

$$= 19,1872 \text{ psia}$$

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{PD}{2SE-0,6P} + nC$$

$$= 0,16433 \text{ in}$$

Maka tebal shell standar yang digunakan ¼ in

d. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell maka tebal shell standar yang digunakan = ¼ in

e. Perancangan Sistem Pengaduk

Jenis Pengaduk : Paddle daun dua, tiga tingkat

Untuk impeller bertingkat, diperoleh:

$$W/Dt = 1/12 ; W = 0,1010 \text{ m}$$

$$0,3 < Da/Dt < 0,6$$

$$\text{Untuk } Da/Dt = 0,3636 \text{ m}$$

$$l/Da = 1/8 ; l = 0,04546 \text{ m}$$

$$s_{\text{bottom}}/H = 2/12 ; S_{\text{bottom}} = 0,28120 \text{ m}$$

$$s_{\text{mid}}/H = 5/12 ; S_{\text{mid}} = 0,7030097 \text{ m}$$

$$s_{\text{top}}/H = 8/12 ; S_{\text{top}} = 1,12481 \text{ m}$$

Dimana :

Dt = diameter tangki

Da = diameter impeller

l = lebar impeller

S = jarak antar impeller

W = lebar baffle

H = tinggi larutan

Kecepatan pengadukan, N = 0,33 putaran/detik

Densitas campuran = 1091,9623

Viskositas campuran  $\mu_c$  (pada 30°C):

Viskositas campuran pada 120°C adalah 0,799 cp

Viskositas slurry pada 120°C didekati melalui persamaan berikut:

$$\ln \frac{\mu_c}{\mu} = \frac{2,5Q_s}{1-CQ_s} \quad (\text{Perry,1997})$$

$$C = 1$$

$$Q_s = \frac{0,704}{3,965}$$

$$= 0,1774$$

$$\mu_c = 0,5392 \text{ cP}$$

$$= 0,0005392 \text{ kg/m.s}$$

Bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot (Da)^2}{\mu c} = 88393,591$$

$N_{Re} > 10.000$ , maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = N_p \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho$$

$$= 0,749075 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak 80%

Daya motor penggerak 0,9363 Hp

f. Menghitung jaket pemanas

Jumlah steam (130°C) = 147,9212 kg/jam

Densitas steam = 5,16 kg/m<sup>3</sup>

Laju alir steam (Qs) = 28,6669 m<sup>3</sup>/jam

Diameter dalam jaket = tinggi reactor 2,02466 m

Asumsi tebal jaket = 5 in

Diameter luar jaket (D) = 58,0568 in

$$\text{Luas yang dilalui (A)} = \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2)$$

$$= 0,5374 \text{ m}^2$$

Kecepatan Air (V)

$$V = \frac{Q_s}{A}$$

$$= 53,3428 \text{ m/jam}$$

Tebal dinding jaket (tj)

$$\text{Phidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 92,5948 \text{ pa} = 0,006633 \text{ psia}$$

Pdesain = 17,6431 psia

$$t_j = \frac{PD}{2SE - 0,6P} + nC$$

$$= 0,21304 \text{ in}$$

#### LC. 28 Pompa Produk Reaktor Asetilasi (P – 204)

Fungsi : Memompa produk asetilasi ke reactor hidrolisa (R – 202)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C



- Laju alir massa (F) = 4329,88 kg/jam = 2,6516 lbm/s
- Densitas campuran = 1091 kg/m<sup>3</sup> = 68,1089 lbm/ft<sup>3</sup>
- Viskositas campuran = 1,58 cP = 0,0011 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{- Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{2,6516 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{68,1089 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,038931 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\ &= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 68,1089^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,08822 \text{ m} = 3,4733 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,75 in (Geankoplis, 2003)
- Schedule pipa = 20
- Diameter dalam (ID) = 0,824 in = 0,0435 ft = 0,01325 m
- Diameter luar (OD) = 1,05 in = 0,0875 ft = 0,0267 m
- Luas penampang dalam (at) = 0,0037 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi = *commercial steel*
- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 10,5220 \text{ ft/ sekon}$

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{68,1089 \times 10,5221 \times 0,0455}{0,0011} = 30710,77$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk bahan pipa *commercial steel*, diperoleh  $\epsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ .  $\epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,0133 = 0,003484$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,008$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20 \text{ ft}$
- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$
- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)  
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$

- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (*Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980*)

$$L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0085 \times 10,5221^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,0216588$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 30 + 0 + 0 + 0,0216588$$

$$-W_s = 30,0216588 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (*Peters et. Al., 2004*)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{30,0216588 \times 0,0389317 \times 68,1089}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,18092 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 0,1 hp

### **LC. 29 Reaktor Hidrolisa (R – 202)**

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi hidrolisis selulosa triasetat dan asetat anhidrat.

Jenis : Batch Stirred Tank Reactor

Bentuk : Tangki berpengaduk dengan alas datar dan tutup elipsoidal

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-285 grade A

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Temperature : 120°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Tabel LC. 7 Komposisi bahan masuk ke reactor Hidrolisa (R – 202)

Bahan	laju alir	densitas	volume
Selulosa triasetat	921,5960	1310	0,704
Lignin	8,7435	1300	0,007
Pektin	5,5958	1526	0,004
H <sub>2</sub> O	730,1767	1000	0,730
CH <sub>3</sub> COOH	2268,8243	1049	2,163
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	375,6378	1080	0,348
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,3051	1840	0,010
TOTAL	4329,8793		3,965

Laju alir massa = 4329,8793 kg/jam

$$\rho_{Camp} = \frac{F_{Tot}}{Q_{Tot}} = 1091,9624 \text{ kg/m}^3$$

Kebutuhan perancangan 1 jam

Faktor kelonggaran = 20%

Perhitungan:

a. Volume bahan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, (Vl)} &= \frac{4329,8792 \times 1}{1091,9624} \\ &= 4,7582 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, (Vt)} &= (1 + 0,2) \times 3,9652 \\ &= 4,7582 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

Volume tangki (Vt)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D t^2 H t$$

$$V_s = \frac{3}{8} \pi D t^3$$

Volume tutup tangki (Ve)

$$V_e = \frac{\pi}{6} D s^2 H e$$

$$V_e = \frac{\pi}{24} D s^3$$

Volume tangki (V)

$$V_t = V_s + V_e$$

$$D_s = 1,5378 \text{ m}$$

$$= 60,5447 \text{ in}$$

$$H_s = 2,3067 \text{ m}$$

$$\text{Diameter tangki} = \text{diameter tangki} = 1,5378 \text{ m}$$

$$H_e = \left(\frac{1}{4}\right) \times 1,5378$$

$$= 0,3844 \text{ m}$$

$$H_t = H_s + H_e$$

$$= 2,6912 \text{ m}$$

c. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + nC$$

Dimana:

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

D = diameter dalam tangki (in)

S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

E = joint efficiency 0,85 (Peters et.al., 2004)

C = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

N = umur tangki = 10 tahun

$$\text{Volume larutan} = 3,9652 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = 4,7582 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki} &= \frac{3,9652}{4,7582} \times 2,6912 \\ &= 2,2426 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Hidrostatik :

$$\begin{aligned} \text{Phidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 23,9994 \text{ kPa} \\ &= 3,9306 \text{ psia} \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

Maka,

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,2 \times (14,696 + 3,9306) \\ &= 22,3519 \text{ psia} \end{aligned}$$

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0,6P} + nC$$

$$= 0,183139 \text{ in}$$

Maka tebal shell standar yang digunakan  $\frac{1}{4}$  in

d. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell maka tebal shell standar yang digunakan =  $\frac{1}{4}$  in

e. Perancangan Sistem Pengaduk

Jenis Pengaduk : Paddle daun dua, tiga tingkat

Untuk impeller bertingkat, diperoleh:

$$W/Dt = 1/12 ; W = 0,128153 \text{ m}$$

$$0,3 < Da/Dt < 0,6$$

$$\text{Untuk } Da/Dt = 0,46135 \text{ m}$$

$$l/Da = 1/8 ; l = 0,05766 \text{ m}$$

$$s_{\text{bottom}}/H = 2/12 ; S_{\text{bottom}} = 0,37378 \text{ m}$$

$$s_{\text{mid}}/H = 5/12 ; S_{\text{mid}} = 0,93445 \text{ m}$$

$$s_{\text{top}}/H = 8/12 ; S_{\text{top}} = 1,49511 \text{ m}$$

Dimana :

Dt = diameter tangki

Da = diameter impeller

l = lebar impeller

S = jarak antar impeller

W = lebar baffle

H = tinggi larutan

Kecepatan pengadukan, N = 0,33 putaran/detik

Densitas campuran = 1091,9623

Viskositas campuran  $\mu_c$  (pada 30°C):

Viskositas campuran pada 120°C adalah 0,799 cp

Viskositas slurry pada 120°C didekati melalui persamaan berikut:

$$\ln \frac{\mu_c}{\mu} = \frac{2,5Q_s}{1 - CQ_s} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$C = 1$$

$$Q_s = \frac{0,704}{3,965}$$

$$= 0,1774$$

$$\begin{aligned}\mu c &= 0,5392 \text{ cP} \\ &= 0,0005392 \text{ kg/m.s}\end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot (Da)^2}{\mu c} = 142240,08$$

$N_{Re} > 10.000$ , maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}P &= N_p \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho \\ &= 2,46052 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Efisiensi motor penggerak 80%

Daya motor penggerak 3,07566 Hp

f. Menghitung jaket pemanas

$$\text{Jumlah steam (130°C)} = 255,5264 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 5,16 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir steam (Qs)} = 49,5206 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter dalam jaket = tinggi reactor

$$60,9110 \text{ in} = 1,5471 \text{ m}$$

$$\text{Asumsi tebal jaket} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D)} = 70,9110 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas yang dilalui (A)} &= \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2) \\ &= 0,6676 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Kecepatan Air (V)

$$\begin{aligned}V &= \frac{Qs}{A} \\ &= 74,1755 \text{ m/jam}\end{aligned}$$

Tebal dinding jaket (tj)

$$\begin{aligned}\text{Phidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 113,4077 \text{ pa} = 0,01857 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$\text{Pdesain} = 17,6574 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}tj &= \frac{PD}{2SE - 0,6P} + nC \\ &= 1,3038 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal jaket standar 1,5 in

### LC. 30 Pompa Produk Reaktor Hidrolisa (P – 205)

Fungsi : Memompa produk asetilasi ke reactor hidrolisa (R – 202)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C

- Laju alir massa (F) = 4697,94 kg/jam = 2,8770 lbm/s

- Densitas campuran = 1071,69 kg/m<sup>3</sup> = 66,90341 lbm/ft<sup>3</sup>

- Viskositas campuran = 0,9878 = 0,00066 lbm/ft.sekon

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{- Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{2,8770 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{66,90341 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,04300 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\ &= 0,00006512 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$ , aliran turbulen

$$\text{Diameter optimum, } D_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \times 0,00006512^{0,45} \times 66,9034^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,08801 \text{ m} = 3,4652 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

- Ukuran pipa nominal = 0,75 in (*Geankoplis, 2003*)

- *Schedule* pipa = 40

- Diameter dalam (ID) = 0,824 in = 0,06875 ft = 0,021 m

- Diameter luar (OD) = 1,05 in = 0,0875 ft = 0,0267 m

- Luas penampang dalam (at) = 0,0037 ft<sup>2</sup>

- Bahan konstruksi = *commercial steel*

- Kecepatan Linier,  $V = Q/at = 11,6222 \text{ ft/ sekon}$

Maka,

$$\text{Bilangan Reynold } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{66,9034 \times 11,6222 \times 0,0455}{0,00066} = 53297,96$$

Asumsi  $N_{Re} > 2100$  sudah benar.

Dari Fig. 2.10-3 (*Geankoplis, 1997, hal. 94*), untuk bahan pipa *commercial steel*,

$$\text{diperoleh } \epsilon = 4,6 \times 10^{-5}. \epsilon/D = 4,6 \times 10^{-5} / 0,021 = 0,00219048$$

Dari Fig. 2.10-3 (Geankoplis, 1997, hal. 94), untuk  $N_{Re} = 10$  dan  $\epsilon/D = 0,000046$  diperoleh  $f = 0,045$ .

Instalasi pipa:

- Panjang pipa lurus,  $L_1 = 20$  ft

- 1 buah *gate valve fully open* ;  $L/D = 13$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)

$$L_2 = 1 \times 13 \times 0,0618 = 0,8034 \text{ ft}$$

- 2 buah *standard elbow 90°* ;  $L/D = 30$  (Appendix C-2a, Foust, 1980)

$$L_3 = 2 \times 30 \times 0,0618 = 3,708 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge entrance* ;  $K = 0,5$  ;  $L/D = 22$  (Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)

$$L_4 = 0,5 \times 22 \times 0,0618 = 0,6798 \text{ ft}$$

- 1 buah *sharp edge exit*  $K = 1,0$  ;  $L/D = 55$

$$L_5 = 1,0 \times 55 \times 0,0618 = 3,399 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\sum L) &= 20 + 0,8034 + 3,708 + 0,6798 + 3,399 \\ &= 28,5902 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor gesekan,

$$F = \frac{4f \times v^2 \times \sum L}{2g_c \times D} = \frac{4 \times 0,0085 \times 11,6222^2 \times 28,5902}{2 \times 32,17 \times 0,0518} = 0,0264247$$

Tinggi pemompa  $\Delta z = 10$  ft

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta V^2}{2g_c} = 0$$

$$\text{Pressure head} \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + F$$

$$-W_s = 30 + 0 + 0 + 0,0264247$$

$$-W_s = 30,00264247 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Effisiensi pompa = 80% (Peters et. Al., 2004)

$$\text{Tenaga pompa} = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times 0,8} = \frac{30,026424 \times 0,04300 \times 66,9034}{550 \times 0,8}$$

$$\text{Tenaga pompa} = 0,19633 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan tenaga 0,1 hp



### LC. 31 Cooler I (HE – 201)

Fungsi : untuk mendinginkan hasil keluaran tangki hidrolisa dari suhu 120°C sampai 90°C

Bentuk : horizontal condenser

Jenis : 2-4 shell and tube exchanger

Dipakai : ¾ OD Tube 18 BWG, Panjang = 2,5 ft

Fluida panas (T1 ; T2)	fluida dingin (t1 ; t2)	selisih
248	104	144
122	86	36
126	18	108

$$(LMTD) = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 77,9055$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 7$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,111$$

### LC. 32 Centrifuge (CF – 201)

Fungsi : Memisahkan produk selulosa asetat dengan campuran larutan

Jenis : Helical conveyer centrifuge

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm = 14,696 psia

Tabel LC. 8 Komposisi Bahan Masuk ke Centrifuge (CF – 201)

Bahan	laju alir ((kg/jam)	densitas ((kg/m <sup>3</sup> )	Fraksi	Densitas campuran
Selulosa Asetat	787,197	1270	0,170	216,421
Lignin	8,743	1300	0,002	2,461
Pektin	5,596	1250	0,001	1,514
H <sub>2</sub> O	1.011,779	1000	0,219	219,028
CH <sub>3</sub> COOH	2.836,034	1049	0,614	644,021
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	(49,239)	1080	-0,011	-11,512
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19,305	1840	0,004	7,690
Total	4.619,415		1	1079,622

Sg campuran = 10717

Perhitungan:

$$\begin{aligned} Q &= 4,3113 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1,1976 \text{ l/det} \\ &= 0,0756 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Spesifikasi dari tabel 18-12 (Bab 18, Hal. 112, Perry. 1997)

Untuk harga Q (gal/min), diperoleh:

Tipe yang sesuai : Helical Conveyer

Bowl Diameter = 7 in

Kecepatan = 12000 rpm

Daya Centrifuge =

$$P = 5,984 \cdot 10^{-10} \cdot sg \cdot Q \cdot (N \cdot rp)^2 \quad (\text{Perry, 1997})$$

Dimana:

sg = spesifik gravity campuran

Q = lajur alir volumetric (gal/menit)

N = Laju putar rotor (rpm)

rp = radius bucket (m)

Diameter = 7 in

Radius bucket (rp) = 0,1776 m

Laju putar rotor (N) = 12000 rpm

P = 2,201 Hp

Maka, dipilih centrifuge = 1 Hp

### LC. 33 Rotary Dryer II (RD – 201)

Fungsi : Menguapkan H<sub>2</sub>O dari produk yang keluar dari rotary washer II hingga memenuhi komposisi air yang diizinkan pada proses asetilasi.

Jenis : Co-Current with Rotary Atomizer (FSD-4)

Beban panas = 85550,273 kJ/jam = 81090,306 btu/jam

Jumlah steam yang dibutuhkan = 22,941 kg/jam

Jumlah campuran umpan = 880,0627 kg/jam

Densitas campuran umpan = 1245,385 kg/m<sup>3</sup>  
= 35,265 kg/ft<sup>3</sup>

Volume campuran umpan =  $\frac{880,0627}{35,265}$

$$= 24,9557 \text{ ft}^3$$

Perhitungan volume rotary Dryer,

$$\text{Faktor kelonggaran} = 10\%$$

(Perry,1997)

$$\text{Volume rotary dryer} = 24,9557 \times 1,1 = 27,451 \text{ ft}^3$$

$$= 0,777 \text{ m}^3$$

Perhitungan luas permukaan spray dryer,

$$\text{Temperatur saturated steam} = 130^\circ\text{C} = 266^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur umpan masuk rotary dryer} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur umpan keluar rotary dryer} = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$$

$$U_d = 100 \text{ btu/jam.}^\circ\text{F.ft}^2 \quad (\text{Kern, 1950})$$

$$LMTD = \frac{(266-212)-(266-122)}{\ln\left(\frac{266-212}{266-122}\right)} = 91,7591 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan rotary dryer, } A &= \frac{Q}{U_d \times LMTD} \\ &= \frac{81090,306}{100 \times 91,7591} \\ &= 8,8373 \end{aligned}$$

Desain *spray dryer*

$$Q = \frac{10,98 K_f \frac{v^2 \Delta t}{3}}{D_m^2} D_s \sqrt{\frac{\rho_t}{\rho_s}}$$

Dimana :

$$Q = \text{Laju perpindahan panas (Btu/jam)}$$

$$K_f = \text{Konduktifitas panas (Btu/(h}\times\text{ft}^2)(^\circ\text{F}\times\text{ft})}$$

$$V = \text{Volume Dryer (ft}^3\text{)}$$

$$\Delta t = \text{Selisih suhu (}^\circ\text{F)}$$

$$D_m = \text{Diameter medium (ft)}$$

$$D_s = \text{Diamater Nozzel}$$

$$W_s = \text{Laju alir umpan masuk (lb/h)}$$

$$\rho_s = \text{Densitas bahan (lbm/ft}^3\text{)}$$

$$\rho_t = \text{Densitas steam keluar (lbm/ft}^3\text{)}$$

- Volume Dryer

$$V_m = \frac{1}{4} \times \pi D^2 L$$

$$= \frac{5}{4} \times \pi D^3$$

$$27,451 = 3,925 D^3$$

$$D^3 = 6,9939 \text{ ft}^3$$

$$D = 1,912 \text{ ft}$$

$$L = 5 \times 1,9212$$

$$= 9,561$$

Dari persamaan di atas diperoleh harga  $D_s$ ,

$$D_s = \frac{Q D_m^2}{10,98 K_f v^3 (266 - 122 \sqrt{\frac{1,8227}{35,265}})}$$

$$= 0,1415 \text{ ft}$$

$$= 4,3146 \text{ cm}$$

Perhitungan waktu tinggal (retention time),

$$\Theta = \frac{0,23 \times L}{S \times N^{0,9} \times D}$$

(Perry, 1997)

Dimana :  $L$  = panjang rotary dryer (ft)  
 $N$  = rotasi (rpm)  
 $S$  = slope (ft/ft)  
 $D$  = diameter rotary dryer (ft)

$$\text{Maka, } \Theta = \frac{0,23 \times 9,567}{1 \times 20^{0,9} \times 1,912} = 0,08 \text{ jam} = 4,66 \text{ menit}$$

#### LC. 34 Belt Conveyor II (BC – 201)

Fungsi : Mengangkut padatan selulosa asetat

Jenis : Flat belt on continuous flow

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C

Laju alir massa = 880,0626 kg/jam = 0,2444 kg/s

Untuk belt conveyor kapasitas < 10 ton/jam, spesifikasi (Perry & Green, 1999):

- Tinggi conveyor = 25 ft = 7,62 m
- Ukuran conveyor = (6 x 4 x 4¼) in
- Jarak antar conveyor = 12 in = 0,305 m
- Kecepatan conveyor = 225 ft/mnt = 1,143 m/s
- Kecepatan putaran = 43 rpm

- Lebar belt = 7 in = 0,1778 m = 17,78 cm

Perhitungan daya yang dibutuhkan (P):

$$P = 0,07m^{0,63}\Delta Z \quad (\text{Peters et.al., 2004})$$

dimana:

P = daya (hp)

m = laju alir massa (kg/s)

$\Delta Z$  = tinggi elevator (m)

m = 880,0626 kg/jam = 0,2444 kg/s

$\Delta Z$  = 25 ft = 7,62 m

Maka :

$$P = 0,07 \times 0,2444 \times 7,62$$

$$= 0,2195 \text{ hp}$$

### LC. 35 Blow Box (BB – 101)

Fungsi : Untuk menurunkan temperature produk selulosa asetat dengan udara

Bentuk : Box vertical dengan tutup datar bagian atas

Bahan kontruksi : Carbon steel SA-285 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan

- T udara masuk = 298 K
- T pulp masuk = 100°C = 373 K
- T pulp keluar = 30°C = 303 K

Densitas = 1.269,688 kg/m<sup>3</sup>

Laju alir massa = 809,389 kg/jam

Perhitungan:

Volume cairan = 0,637

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume blow box (V)} &= (1 + 0,2) \times 0,637 \\ &= 0,765 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Blow Box = Panjang (p) = lebar (l) = 1,5 × tinggi (t)

$$\begin{aligned} \text{Volume blow box} &= p \times l \times t \\ &= 1,5 \text{ t} \times 1,5 \text{ t} \times t \end{aligned}$$

$$= 2,25 \text{ t}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi blow box (t)} &= \left(\frac{V}{2,25}\right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 0,094 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang blow box} &= \text{lebar gudang (l)} = 1,5 \text{ t} \\ &= 1,5 \times 0,094 \text{ m} \\ &= 0,142 \text{ m} \end{aligned}$$

### LC. 36 Gudang Penyimpanan Selulosa Asetat (ST – 101)

Fungsi : Tempat penyimpanan Kulit Buah Kakao selama 14 hari

Bentuk : Segi empat beraturan

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30<sup>0</sup>C

Tekanan = 1 atm

Tabel LC.10 Komposisi Bahan Masuk ke Gudang Penyimpanan Selulosa Asetat

Bahan	Laju alir (kg/jam)	densitas	volume
Selulosa Asetat	787,197	1270	0,620
Lignin	8,743	1300	0,007
Pektin	5,596	1250	0,004
H <sub>2</sub> O	20,649	1000	0,021
CH <sub>3</sub> COOH	57,878	1049	0,055
Subtotal	880,063	1252	0,703

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= \frac{880,06267 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 14 \text{ hari}}{1252 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 236,183 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 50%

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= 1,5 \times 236,185 \\ &= 354,274 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi gudang:

Direncanakan gudang berukuran = panjang : lebar : tinggi = 1 : 1 : 0,5

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang (V)} &= p \times l \times t \\ &= p \times p \times 0,5p \\ &= 0,5p^3 \end{aligned}$$

$$\text{Panjang gudang (p)} = \sqrt[3]{V}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{354,274}{0,5}}$$

$$= 8,915 \text{ m}$$

Lebar gudang (l) = 8,915

Tinggi gudang (t) =  $0,5 \times 8,915 = 4,457 \text{ m}$

### LC. 37 Tangki Penampungan Asam Asetat Sisa (T – 204)

Fungsi : Penampungan asam asetat sisa

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan : Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Laju massa asam asetat sisa = 880,0627 kg/jam

Densitas asam asetat sisa = 1252 kg/m<sup>3</sup>

Kebutuhan perancangan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

a. Volume bahan,

$$\text{Volume bahan} = \frac{880,06267 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{1252 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 118,0915 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran 20%

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1 + 0,2) \times 118,0915 \text{ m}^3$$

$$= 141,0798 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan tinggi Tangki

- Volume tangki (Vt) : Asumsi: Dt : Ht = 2: 3

$$V_t = \frac{1}{4} \times \pi D_t^2 H_t$$

$$= \frac{1}{4} D_t^3$$

$$141,7 = 0,375 d_t^3$$

$$d_t = 7,2297 \text{ m}$$

$$= 284,635 \text{ in}$$

$$h_t = 3,4537 \text{ m}$$

c. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2(SE - 0,6P)}$$

di mana:

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

D = diameter dalam tangki (in)

S = allowable stress = 13700 psia (Peters et.al., 2004)

E = joint efficiency = 0,85 (Peters et.al., 2004)

C = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Peters et.al., 2004)

n = umur tangki = 10 tahun

Volume bahan = 118,0916 m<sup>3</sup>

Volume tangki = 141,7098 m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dalam tangki} &= \frac{118,0916}{141,7098} \times 3,4537 \\ &= 2,878 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Hidrosatistik :

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1251 \text{ kg/m}^3 \times 10 \text{ m/s}^2 \times 2,878 \text{ m} \\ &= 35,313 \text{ kPa} \\ &= 5,1215 \text{ psia} \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20 %

$$\text{Maka, } P_{\text{desain}} = 1,2 \times (14,696 \text{ psia} + 5,1215 \text{ psia}) = 23,781 \text{ psia}$$

Tebal shell tangki:

$$t = 0,2563 \text{ in}$$

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,2563 in

Maka tebal shell standar yang digunakan = 1/4 in

(Brownell,1959)

d. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell.

Maka tebal shell standar yang digunakan = 1/4 in (Brownell,1959)



**LAMPIRAN D**  
**PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT UTILITAS**

**LD.1 Screening**

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang besar

Jenis : Bar screen

Jumlah : 1

Bahan Kontruksi : stainless steel

Kondisi Operasi

T = 30°C

Densitas air = 995,68 kg/m<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Laju alir massa (F) = 924,336 kg/jam

Laju alir volume, Q =  $\frac{924,336 \times \frac{1}{3600}}{995,68}$  m<sup>3</sup>/s  
= 0,00026 m<sup>3</sup>/s

Direncanakan ukuran screening :

Panjang = 2 m

Lebar = 2 m

Misalkan jumlah bar = x

20 x + 20 (x + 1) = 2000

40x = 1980

X = 49,5

X = 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, diperkirakan C<sub>d</sub> = 0,6 dan 30% screen tersumbat.

Head loss (Δh) =  $\frac{Q^2}{2 \times g \times C_d^2 \times (A_2)^2} = \frac{0,00026^2}{0,00026^2 \times 2 \times 9,8 \times 0,6^2 \times 2,04^2}$   
= 0,5083 × 10<sup>-7</sup> cm

## LD. 2 Pompa Utilitas

Ada beberapa pompa utilitas, yaitu :

1. (PU – 01) : Memompa air sungai ke bak sedimentasi
2. (PU – 02) : Memompa air dari bak pengendapan ke bak clarifier
3. (PU – 03) : Memompa larutan alum dari tangki pelarutan alum ke clarifier
4. (PU – 04) : Memompa air dari tangki utilitas ke cation exchanger
5. (PU – 05) : Memompa larutan asam sulfat dari tangki pelarutan asam sulfat ke penukar kation
6. (PU – 06) : Memompa air dari cation exchanger ke anion exchanger
7. (PU – 07) : Memompa larutan natrium hidroksida dari tangki pelarutan natrium hidroksida ke penukar anion
8. (PU – 08) : Memompa air dari anion exchanger ke daerator exchanger
9. (PU – 09) : Memompa larutan air tangki utilitas ke water cooling tower
10. (PU – 10): Memompa air pendingin dari Menara pendingin air untu didistribusikan.
11. (PU – 11) : Memompa larutan kaporit dari tangki pelarutan kaporit ke tangki utilitas
12. (PU – 12) : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke tangki utilitas
13. (PU – 13) : Memompa air dari tangki utilitas 2 ke kebutuhan domestic
14. (PU – 14) : Memompa air dari daerator ke ketel uap.

### Perhitungan Untuk Pompa Screening PU – 01

Fungsi	: Memompa air dari sungai ke bak pengendapan		
Jenis	: Pompa sentrifugal		
Jumlah	: 1		
Bahan Kontruksi	: commercial steel		
Kondisi Operasi			
Temperatur	= 30°C		
Densitas air	= 995, 68 kg/m <sup>3</sup>	= 62,1603 lbm/ft <sup>3</sup>	
Viskositas air	= 0,8007 Cp	= 1,938	lbm/ft.jam
	(Geankoplis, 1997)		
Laju alir massa (F)	= 825,165 kg/jam	= 0,505 lbm/s	
Laju alir Volumetrik, Q	= 0,008 ft <sup>3</sup> /s		

Desain pompa

$$\begin{aligned}D_{i,opt} &= 3,9 \times (0,008)^{0,45} \times (62,1603)^{0,13} \\ &= 0,764 \text{ in} \\ &= 0,064 \text{ ft}\end{aligned}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi:

$$\begin{aligned}\text{Ukuran nominal} &= 2 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Diameter Dalam (ID)} &= 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft} \\ \text{Diameter Luar (OD)} &= 2,375 \text{ in} = 0,198 \text{ ft} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,022 \text{ ft}^2 \\ \text{Kecepatan linear, V} &= 0,365 \text{ ft/s} \\ \text{Bilangan Reynold, Nre} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = 20208,103\end{aligned}$$

Dari Appendix C – 3, foust 1980 untuk Nre = 20208,103 dan e/D = 0,0003

Diperoleh F = 0,0195

Instalasi pipa:

Panjang pipa lurus,

$$L1 = 10 \text{ ft}$$

1 buah gate valve fully open (L/D = 13 Appendix C – 2a, Foust, 1980)

$$L2 = 2,239 \text{ ft}$$

3 buah standard elbow 90 (L/D = 30 Appendix C – 2a, Foust, 1980)

$$L3 = 15,503 \text{ ft}$$

1 buah sharp edge entrance 90 (K = 0,5 ; L/D = 32 Appendix C – 2a, Foust, 1980)

$$L4 = 2,756 \text{ ft}$$

1 buah sharp edge exit (K = 1 ; L/D = 65 Appendix C – 2a, Foust, 1980)

$$L5 = 11,196$$

$$\text{Panjang pipa total } (\sum L) = 41,694 \text{ ft}$$

$$\text{Faktor gesekan} = 0,027 \text{ ft.lbf/lmb}$$

$$\text{Tinggi pemompaan. } \Delta z = 10 \text{ ft}$$

$$\text{Static head, } \Delta z.g/gc = 10$$

$$\text{Velocity head, } \Delta v^2/2.gc = 0$$

$$\text{Pressure head, } \Delta p/p = 0$$

$$W_s = 10,027 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Tenaga Pompa, P =  $569 \times 10^{-7}$  Hp  
Efisiensi pompa = 80%  
Maka P =  $7108 \times 10^{-7}$  Hp  
Digunakan daya pompa = 0,50 Hp

No	Pompa	Laju alir (kg/jam)	Diameter optimum (in)	Daya pompa (hp)	Daya pompa standar (hp)
1	PU-01	825,165	0,765	0,00000709	1
2	PU-02	825,165	0,765	0,000007108	0,50
3	PU-03	0,041	0,008	0,000000575	0,0625
4	PU-04	323,919	0,502	0,00000278	2
5	PU-05	0,110	0,014	0,00000154	0,25
6	PU-06	323,919	0,502	0,00000279	0,25
7	PU-07	0,501	0,024	0,00000702	0,25
8	PU-08	323,919	0,502	0,00000279	0,25
9	PU-09	101,246	0,298	0,000000089	0,25
10	PU-10	1.037,089	0,848	0,0000268	0,25
11	PU-11	0,001	0,006	0,00000003	0,625
12	PU-12	400	0,552	0,022	0,25
13	PU-13	400	0,552	0,006	0,625
14	PU-14	1.619,594	1,036	0,0000141	1

### LD. 3 Tangki Pelarutan Alum ( $Al_2(SO_4)_3$ )

Fungsi : Membuat larutan alum ( $Al_2(SO_4)_3$ )  
Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar  
Bahan konstruksi : Carbon steel SA – 283 grade C  
Kondisi Pelarutan  
Temperatur =  $30^\circ C$   
Tekanan = 1 atm  
( $Al_2(SO_4)_3$ ) yang digunakan 50 ppm  
( $Al_2(SO_4)_3$ ) larutan 30% (%berat) 30%  
Laju massa ( $Al_2(SO_4)_3$ ) = 0,041 kg/jam  
Densitas ( $Al_2(SO_4)_3$ ) =  $1.363 \text{ kg/m}^3 = 85,092 \text{ lbm/ft}^3$   
Kebutuhan perancangan = 1 hari  
Faktor Keamanan = 20%

Ukuran Tangki:

$$\text{Volume Larutan, } V_l = 0,073 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 0,087 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki,  $D : H = 2 : 3$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times \frac{3}{2}D$$

$$V = \frac{3}{8} \times \pi \times D^3$$

Maka:

$$D^3 = 0,074$$

$$D = 0,025 \text{ m} = 0,081 \text{ ft}$$

$$H = 0,037 \text{ m} = 0,031 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } (\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3) \text{ dalam tangki} = 151,952 \text{ m} = 0,031 \text{ m}$$

Tebal Dinding Tangki

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = 2.029.682,558 \text{ pa} = 2029,683 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 2131,008 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5\%$$

$$\text{Maka, } P \text{ design} = 2237,558 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint Efficiency} = 0,8$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.221,750 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1.2P} = 0,0004 \text{ m} = 0,016 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell yang dibutuhkan} = 0,141 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 0,188 \text{ in} = 3/16 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Daya Pengaduk

Jenis pengaduk : Flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1993), diperoleh:

$$Da/Dt = 1/3 ; \quad Da = 0,008$$

$$E/Da = 1 ; \quad E = 0,008$$

L = Panjang blade pada turbin

W = lebar baffle pada turbin

J = lebar baffle

Kecepatan pengadukan, N = 1 putaran/detik

Viskositas  $(Al_2(SO_4)_3)$  30% = 0,000672 lbf/ft.detik

Bilangan Reynold,  $N_{Re}$  = 8,569

Maka:

$$P = \frac{K_t \times n^3 \times D_a \times P}{g_c}$$

$K_t$  = 5,6

$$P = 0,2121 \times 10^{-6} \text{ ft.lbf/detik}$$
$$= 0,386 \times 10^{-9}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

Daya motor penggerak =  $0,482 \times 10^{-9}$  Hp

Maka Daya Motor yang dipilih 0,25 Hp

#### LD.4 Clarifier

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

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA – 283, Grade C

Laju massa Air = 825,165

Laju massa  $Al_2(SO_4)_3$  (F2) = 0,041

Laju massa  $Na_2CO_3$  (F3) = 0,022

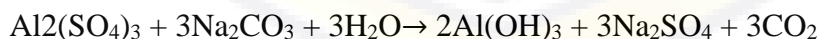
Laju massa total, m = 825,228 kg/jam = 0,229 kg/detik

Densitas  $Al_2(SO_4)_3$  = 2,710 g/ml (Perry, 1997)

Densitas  $Na_2CO_3$  = 2,533 g/ml (Perry, 1997)

Densitas air = 995,68 gr/ml (Perry, 1997)

Reaksi Koagulasi:



Dari Montgomery (1985) diperoleh :

Untuk *clarifier tipe upflow* (radial):

Kedalaman air = 3-5 m

*Settling time* = 1-3 jam

Dipilih : kedalaman air (H) = 3 m, waktu pengendapan = 1 jam

Diameter dan Tinggi *clarifier*

Densitas larutan,

$$\rho = \frac{825,165 + 0,041 + 0,022}{\frac{825,165}{995,68} + \frac{0,041}{2,710} + \frac{0,022}{2,533}}$$
$$= 967,708,856 \text{ kg/m}^3 = 967,709 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Volume cairan, } V = \frac{825,165 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{967.708,856 \text{ kg/m}^3} = 0,001 \text{ m}^3$$

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

$$D = \left(\frac{4V}{\pi H}\right)^{1/2}$$
$$= \left(\frac{4 \times 0,017}{3,14 \times 3}\right)^{1/2}$$
$$= 0,007 \text{ m}$$

Maka, diameter *clarifier* = 0,914 m

Tinggi *clarifier* = 1,5 x 0,914 = 1,371 m

Tebal Dinding tangki

Tekanan hidrostatik

$$P = \rho \times g \times l$$
$$= 967.708,856 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,371 \text{ m}$$
$$= 12.999.097,587 \text{ pa} = 12.999,098 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = 12.999,098 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 13.100,423 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran = 5%

$$\text{Maka, } P_{\text{design}} = (1,05) \times (13.100,423 \text{ kPa})$$
$$= 13.755,444 \text{ kPa}$$

*Joint efficiency (E)* = 0,8 (Brownell, 1959)

*Allowable stress (S)* = 12.650 psia = 87.221,750 kPa

(Brownell, 1959)

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P}$$

$$t = \frac{13.755,444 \times 0,914}{2 \times 87.221,750 \times 0,8 - 1,2 \times 13.755,444}$$

$$t = 0,102 \text{ m} = 4,022 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 4,022 in + 0,125 in = 4,147 in

Tebal shell standar yang digunakan = 0,6 in (Brownell,1959)

### Daya Clarifier

$$P = 0,006 D^2$$

dimana:

P = daya yang dibutuhkan (kW)

Sehingga,

$$P = 0,006 \times (0,914)^2 = 0,005 \text{ Hp}$$

Maka dipilih daya 0,25 Hp

### **LD. 5 Tangki Utilitas (TU-01)**

Fungsi : Menampung air untuk didistribusikan

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Data:

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Laju massa air = 825,165kg/jam

Densitas air = 995,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,160 lbm/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 6 jam

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_a &= \frac{825,165 \text{ kg/jam} \times 6 \text{ jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 4,972 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times 4,972 \text{ m}^3 \\ &= 5,967 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 5 : 6

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\ 5,967 \text{ m}^3 &= \frac{1}{4} \pi D^2 \left( \frac{6}{5} D \right) \\ &= \frac{3}{10} \pi D^3 \\ D^3 &= 6,334 \end{aligned}$$

Maka :

$$D = 2,111 \text{ m}$$



$$H = 2,534 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi air dalam tangki} = \frac{4,972 \text{ m}^3}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times (2,111)^2} = 1,421 \text{ m}$$

### Tebal Dinding Tangki

Tekanan hidrostatik

$$\begin{aligned} P &= \rho \times g \times l \\ &= 995,680 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,421 \text{ m} \\ &= 13.863,917 \text{ Pa} = 13,863 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 13,863 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 120,948 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } P_{\text{design}} &= (1,05) \times (120,948 \text{ kPa}) \\ &= 120,948 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.221,750 \text{ kPa} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2 SE-1,2 P} \\ &= \frac{120,948 \times 2,111}{2 \times 87.221,750 \times 0,8-1,2 \times 120,948} \\ &= 0,002 \text{ m} = 0,072 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,072 \text{ in} + 0,125 \text{ in} = 0,197 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 0,5 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

### **LD. 6 Penukar Kation (CE-01)**

Fungsi : Mengurangi kesadahan air

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA-283 grade C

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Data :

$$\text{Laju massa air} = 323,919 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,160 \text{ lbm/ft}^3$$

(Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

Perhitungan :

Ukuran Cation Exchanger

Dari Tabel 12.4, Flynn (1979) diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft = 0,610 m

- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft<sup>2</sup>

Tinggi resin dalam cation exchanger = 2,5 ft

Tinggi silinder = 1,2 x 2,5 ft  
= 3 ft = 0,914 m

Diameter tutup = diameter tangki = 0,610 m

Rasio axis = 2 : 1

Tinggi tutup =  $\frac{1}{2} \left( \frac{0,610}{2} \right) = 0,152$  ft (Brownell,1959)

Sehingga, tinggi cation exchanger = 0,914 + 0,152 = 1,067 ft

Tebal Dinding Tangki

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

Faktor kelonggaran = 5%

Maka, Pdesign = (1,05) x (101,325 kPa)  
= 106,391 kPa

Joint efficiency = 0,8 (Brownell & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.221,750 kPa

(Brownell & Young, 1959)

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{PD}{2 SE - 1,2 P}$$
$$= \frac{106,391 \times 0,610}{2 \times 87,221,750 \times 0,8 - 1,2 \times 106,391}$$
$$= 0,0005 \text{ m} = 0,018 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,018 in + 0,125 in = 0,143 in

Tebal shell standar yang digunakan = 0,187 = 3/16 in (Brownell,1959)

**LD.7 Penukar Anion (AE-01)**

Fungsi : Mengikat anion yang terdapat dalam air umpan ketel

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-53, Grade B*

Jumlah : 1

Kondisi operasi : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

#### Volume tangki

Laju alir massa air = 323,919 kg/jam

Densitas air ( $\rho$ ) = 995,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,160 lbm/ft<sup>3</sup>

(Perry, 1997)

Direncanakan 0,25 volume tangki berisi resin.

Volume larutan air resin =  $\frac{5}{4} \times \frac{(323,919)}{995,68}$

= 0,407 m<sup>3</sup> = 14,360 ft<sup>3</sup>

Faktor kelonggaran = 20%,

Maka :

Volume tangki = 1,2 x 0,407 m<sup>3</sup>  
= 0,488 m<sup>3</sup>

#### Diameter dan tebal tangki

- Volume silinder tangki ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{\pi D_i^2 H_s}{4} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana :

$V_s$  = Volume silinder (ft<sup>3</sup>)

$D_i$  = Diameter dalam silinder (ft)

$H_s$  = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan : perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$H_s : D_i = 3 : 2$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi D_i^2 \left(\frac{3}{2} D_i\right)}{4}$$
$$= 1,178 D_i^3$$

-Volume tutup tangki ( $V_h$ )

$$V_h = \frac{\pi D_i^3}{12}$$

$$= 0,131 D_i^3$$

Dimana :  $V_h$  = Volume head (ft<sup>3</sup>)

$D_i$  = Diameter dalam tangki (ft)

$$\text{Volume tangki} = 1,178 + 2 \times 0,131$$

$$0,488 \text{ m}^3 = 1,439 D_i^3$$

$$D_i = 0,113 \text{ m}$$

$$= 0,371 \text{ ft}$$

$$= 4,449 \text{ in}$$

$$H_s = 3/2 D_i$$

$$= 3/2 \times (0,113)$$

$$= 0,170 \text{ m} = 0,556 \text{ ft} = 6,674 \text{ in}$$

Jadi : - diameter dalam tangki = 0,113 m = 0,371 ft

- tinggi silinder = 0,170 m = 0,556 ft

- Tinggi cairan dalam tangki

$$\text{Volume tangki} = 0,488 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan} = 0,407 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi silinder} = 0,170 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}}$$

$$= \frac{(0,407 \text{ m}^3) \times (0,170 \text{ m})}{0,488 \text{ m}^3}$$

$$= 0,141 \text{ m} = 0,463 \text{ ft}$$

- P Hidrostatik =  $\frac{(H_s-1)\rho}{144}$

$$= \frac{(0,463 - 1) \times 62,160}{144}$$

$$= 0,232 \text{ psi}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P \text{ desain} = 1,05 \times (0,232 + 14,696)$$

$$= 15,188 \text{ psi}$$

- Bahan yang digunakan adalah carbon steel SA-283, Grade C :

$$\text{Allowable working stress (s)} = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1979})$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 0,85$$

Faktor korosi = 0,125 in (Timmerhaus, 1980)

Tebal dinding silinder tangki :

$$t = \frac{PR}{2 SE - 1,2 P}$$
$$= \frac{(15,188) \times (2,393/2)}{2 (12.650)(0,85) - 1,2 \times 15,188}$$
$$= 0,005 \text{ in}$$

Tebal shell yang dibutuhkan = 0,005 + 0,125 = 0,130 in

Tebal shell yang digunakan standar = 1,5 in

(Tabel 5.4 Brownell, 1979)

Tutup terbuat dari bahan yang sama dengan dinding tangki dan ditetapkan tebal tutup 1,5 in.

- Tinggi head

Ditetapkan = perbandingan tinggi head dengan diameter tangki

$$Hh : Di = 1 : 4$$

$$Hh = \frac{1}{4} Di$$
$$= \frac{1}{4} (0,113 \text{ m})$$
$$= 0,028 \text{ m} = 1,112 \text{ in}$$

Maka total tinggi tangki = Tinggi silinder + 2 (tinggi head)

$$= 0,170 \text{ m} + 2 (0,028 \text{ m})$$

$$= 0,226 \text{ m} = 0,742 \text{ ft}$$

$$= 8,899 \text{ in}$$

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times (323,919)}{995,68}$$
$$= 0,081 \text{ m}^3$$

### LD.8 Menara Pendingin Air/ Water Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas dari temperature menjadi 25°C

Jenis : Mechanical Draft Cooling Tower

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53 Grade B

Kondisi operasi :

Suhu air masuk menara = 35°C = 95°F

Suhu air keluar menara = 25°C = 77°F

Dari Gambar 12-14, Perry, 1997, diperoleh suhu bola basah = 70 °F

Dari Gambar 12-14, Perry, 1997, diperoleh konsentrasi air = 2,660 gal/ft<sup>2</sup>/menit

Densitas air (35°C)	= 990,160 kg/m <sup>3</sup>	(Perry, 1997)
Laju massa air pendingin	= 1.037,089 kg/jam	
Laju volumetrik air pendingin	= 1.037,089 / 990,160 = 1,047 m <sup>3</sup> /jam	
Faktor keamanan	= 20%	

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas air, } Q &= 1,2 \times 1,047 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1,257 \text{ m}^3/\text{jam} \times 264,17 \text{ gal/m}^3 / 60 \text{ menit/jam} \\ &= 5,534 \text{ gal/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas menara, } A &= \text{kapasitas air} / \text{konsentrasi air} \\ &= (5,534 \text{ gal/menit}) / (2,660 \text{ gal/ft}^2 \cdot \text{menit}) \\ &= 2,080 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diambil performance menara 90%, maka dari Gambar 12-15, Perry, 1997, diperoleh tenaga kipas 0,03 Hp/ft<sup>2</sup>

$$\text{Daya yang diperlukan} = 0,03 \text{ Hp/ft}^2 \times 2,080 \text{ ft}^2 = 0,062 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp}$$

Karena sel menara pendingin merupakan kelipatan 6 ft (Ludwig, 1977) maka kombinasi yang digunakan adalah :

Panjang	= 6 ft
Lebar	= 6 ft
Tinggi	= 6 ft

#### **LD. 9 Tangki Utilitas (TU-02)**

Fungsi : Menampung air dari tangki utilitas 1 untuk keperluan air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Data:

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30°C  
Tekanan = 1 atm

Laju massa air = 400 kg/jam

Densitas air = 995,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,160 lbm/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 6 jam

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume larutan, } V_a = \frac{400 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 9,642 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times 9,642 \text{ m}^3 \\ &= 11,570 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki,  $D : H = 3 : 4$

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\ 11,570 \text{ m}^3 &= \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{4} D\right) \\ D^3 &= 19,652 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka :

$$D = 6,551 \text{ m}$$

$$H = 4,913 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi air dalam tangki} = \frac{11,570 \text{ m}^3 \times 4,913 \text{ m}}{11,570 \text{ m}^3} = 4,094 \text{ m}$$

Tebal Dinding Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{(HS-1)p}{144} \\ &= \frac{4,913-1 \times 62,160}{144} \\ &= 5,367 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 5 %

$$\begin{aligned} \text{Maka, } P_{\text{design}} &= (1,05) \times (5,367 + 14,696) \\ &= 21,066 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,85 \quad (\text{Brownell,1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.750 \text{ psia} \quad (\text{Brownell,1959})$$

$$\text{Faktor Korosi} = 0,125 \text{ in}$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2 SE-1,2 P} \\ &= \frac{21,066 \times 6,551}{2 \times 12.750 \times 0,8-1,2 \times 21,066} \\ &= 0,006 \text{ m} = 0,251 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,251 \text{ in} + 0,125 \text{ in} = 1,501 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell,1959})$$

#### **LD. 10 Deaerator (DE-01)**

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

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah elipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283, Grade C

Jumlah : 1

Kondisi operasi : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

#### Volume tangki

Laju alir massa air = 1.619,594 kg/jam

Densitas air ( $\rho$ ) = 995,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,160 lbm/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Direncanakan 0,25 volume tangki berisi resin.

Volume air,  $V_a$  =  $\frac{1.619,594}{995,68}$   
= 1,627 m<sup>3</sup> = 57,442 ft<sup>3</sup>

Faktor kelonggaran = 20%

Maka :

Volume tangki = 1,2 x 1,627 m<sup>3</sup>  
= 1,952 m<sup>3</sup> = 68,930 ft<sup>3</sup>

#### Diameter dan tebal tangki

- Volume silinder tangki ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{\pi D_i^2 H_s}{4} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana :

$V_s$  = Volume silinder (ft<sup>3</sup>)

$D_i$  = Diameter dalam silinder (ft)

$H_s$  = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan : perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$H_s : D_i = 1 : 1$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi D_i^3 \left(\frac{3}{2} D_i\right)}{4}$$
$$= 1,178 D_i^3$$

- Volume tutup tangki ( $V_h$ )

$$V_h = \frac{\pi D_i^3}{12}$$
$$= 0,131 D_i^3$$

Dimana :  $V_h$  = Volume head (ft<sup>3</sup>)



Di = Diameter dalam tangki (ft)

Volume tangki =  $V_s + 2 V_h$

$$1,952 \text{ m}^3 = 1,178 + 0,262 \text{ Di}^3$$

$$\text{Di}^3 = 1,356 \text{ m}$$

$$\text{Di} = 0,388 \text{ m} = 1,273 \text{ ft}$$

$$= 15,279 \text{ in}$$

$$\text{H}_s = 3/2 \text{ Di}$$

$$= 3/2 (15,279)$$

$$= 0,582 \text{ m} = 1,910 \text{ ft} = 22,919 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{(1,627 \text{ m}^3) \times (0,582 \text{ m})}{1,952 \text{ m}^3} \\ &= 0,485 \text{ m} = 1,592 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ P Hidrostatik} &= \frac{(\text{H}_s - 1)p}{144} \\ &= \frac{(1,592 - 1) \times 62,160}{144} \\ &= 0,255 \text{ psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$\begin{aligned} \text{P desain} &= 1,05 \times (0,255 + 14,696) \\ &= 15,699 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Bahan yang digunakan adalah carbon steel SA-283, Grade C :

$$\text{Allowable working stress (s)} = 12.650 \text{ psi}$$

(Brownell & Young, 1979)

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus, 1980})$$

Tebal dinding silinder tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PR}{2SE - 1,2 P} \\ &= \frac{(15,699) \times (38,815/2)}{2 \times 12.650 \times 0,85 - 1,2 \times 15,699} \\ &= 0,006 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal sheel ang dibutuhkan} = 0,006 + 0,125 = 0,131 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 0,2 \text{ in} = 2/9 \text{ in}$$

(Tabel 5.4 Brownell, 1959)

- Tinggi head

Ditetapkan = perbandingan tinggi head dengan diameter tangki

$$Hh : Di = 1 : 4$$

$$\begin{aligned} Hh &= \frac{1}{4} Di \\ &= \frac{1}{4} (0,388 \text{ m}) \\ &= 0,097 \text{ m} = 3,820 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka total tinggi tangki} &= \text{Tinggi silinder} + 2 (\text{tinggi head}) \\ &= 0,582 \text{ m} + 2 (0,097 \text{ m}) \\ &= 0,776 \text{ m} = 2,547 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### LD. 11 Ketel Uap (KU-01)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa api

Jumlah : 1

Bahan konstruksi : Carbon steel

Data :

$$\text{Total kebutuhan uap} = 1.619,594 \text{ kg/jam} = 3.570,593 \text{ lbm/jam}$$

Uap panas lanjut yang digunakan bersuhu 180°C pada tekanan 1 atm.

$$\begin{aligned} \text{Kalor laten steam (H)} &= 2.013,100 \text{ kJ/kg} \\ &= 865,432 \text{ Btu/lbm} \end{aligned}$$

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H} \quad (\text{Caplan, 1980})$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{(3.570,593) \times (865,432)}{(34,5 \times 970,3)} \\ &= 92,310 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Menghitung jumlah tube

Dari ASTM Boiler Code, permukaan bidang pemanas = 10 ft<sup>2</sup>/hp.

(severn, hal 140)

Luas permukaan perpindahan panas,

$$\begin{aligned} A &= P \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \\ &= 92,310 \text{ hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \\ &= 923,098 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi :

- Panjang tube = 18 ft

- Diameter tube = 1,5 in
- Luas permukaan pipa, a' = 0,393 ft<sup>2</sup>/ft

Sehingga jumlah tube =

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{L \times a} \\
 &= \frac{(923,098 \text{ ft}^2)}{18 \text{ in} \times 0,393 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
 &= 130,658 \text{ unit}
 \end{aligned}$$

### **PERHITUNGAN SPESIFIKASI UNIT PENGOLAHAN LIMBAH**

Diperkirakan jumlah air buangan pabrik :

1. Pencucian peralatan pabrik dan limbah proses diperkirakan 120.000 liter/jam
2. Limbah 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

$$\begin{aligned}
 &= 100 \times (20 + 10) \text{ ltr/hari} \times 1 \text{ hari} / 24 \text{ jam} \\
 &= 125 \text{ ltr/jam}
 \end{aligned}$$

3. Laboratorium = 30 liter/jam
- Total air buangan = 120.000 + 125 + 30
- = 120.155 liter/jam = 120,155 m<sup>3</sup>/jam ≈ 121 m<sup>3</sup>/jam

#### **1. Bak Penampungan**

Fungsi : Menampung limbah Sementara.

Bahan Konstruksi : Beton Kedap air

Jumlah : 1

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C = 303 K

Laju volumetrik air buangan = 121 m<sup>3</sup>/jam

Waktu penampungan air buangan = 15 hari

$$\text{Volume air buangan} = 121 \times 15 \times 24 = 43.560 \text{ m}^3$$

$$\text{Bak terisi 90 \% maka volume bak} = \frac{43.560}{0,9} = 48.400 \text{ m}^3$$

Jika digunakan 8 bak penampungan maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume 1 bak} &= 1/8 \cdot 48400 \text{ m}^3 \\ &= 6.050 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{- panjang bak (p)} = 1,5 \times \text{lebar bak (l)}$$

$$\text{- tinggi bak (t)} = \text{lebar bak (l)}$$

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

$$6.050 \text{ m}^3 = 1,5l \times l \times l$$

$$l = 15,918 \text{ m}$$

$$\text{Jadi, panjang bak} = 23,877 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 15,918 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 15,918 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak} = 380,074 \text{ m}^2$$

## 2. Bak Pengendapan Awal

Fungsi : Mengendapkan limbah pada fasa awal

Bahan Konstruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C = 303 K

$$\text{Laju volumetrik air buangan} = 121 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.904 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Waktu tinggal air} = 2 \text{ jam} = 0,083 \text{ hari} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Volume bak (V)} = 2.904 \text{ m}^3/\text{hari} \times 0,083 \text{ hari} = 242,000 \text{ m}^3$$

$$\text{Bak terisi 90\% maka volume bak} = \frac{242,000}{0,9} = 268,889 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{- panjang bak (p)} = 2 \times \text{lebar bak (l)}$$

$$\text{- tinggi bak (t)} = \text{lebar bak (l)}$$

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

$$268,889 \text{ m}^3 = 2 \times l \times t$$

$$t = 134,444 \text{ m}$$

Jadi, panjang bak = 10,246 m  
 Lebar bak = 5,123 m  
 Tinggi bak = 134,444 m  
 Luas bak = 52,490 m<sup>2</sup>

### 3. Bak Netralisasi

Fungsi : Menetralkan pH limbah. Untuk menetralkan limbah digunakan soda abu (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>).

Bahan Konstruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C = 303 K

Volume total limbah :

Diperkirakan volume total limbah setelah proses pengendapan awal adalah

71 m<sup>3</sup>/jam

Volume limbah = 71 x 1 x 24 = 1.704 m<sup>3</sup>/hari

Bak terisi 90 % maka volume bak =  $\frac{1.704}{0,99}$

= 1.893,333 m<sup>3</sup>/hari

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

- panjang bak, p = 2 x lebar bak, l

- tinggi bak, t = 1,5 m

maka;

Volume bak = p x l x t

1.893,333 = 2 x l x 1,5

= 631,111 m

Jadi, panjang bak = 1.262,222 m

Lebar bak = 631,111 m

Tinggi bak = 1,5 m

Luas bak = 796.602,469 m<sup>2</sup>

#### 4. Bak Kolam Aerasi

Fungsi : Tempat pengolahan limbah dengan activated sludge (Lumpur aktif).

Bahan Konstruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1

Laju Volumetrik (Q) = 121 m<sup>3</sup>/jam  
= 31.964,818 gal/hari

BOD5 (S<sub>0</sub>) = 783 mg/l (Beckart Environmental, Inc., 2004)

Efisiensi (E) = 95% (Metcalf & Eddy, 1991)

Koefisien *cell yield* (Y) = 0,8 mg VSS/mg BOD5  
(Metcalf & Eddy, 1991)

Koefisien *endogenous decay* (K<sub>d</sub>) = 0,025 hari<sup>-1</sup>  
(Metcalf & Eddy, 1991)

*Mixed Liquor Suspended Solid* = 441 mg/l  
(Beckart Environmental, Inc., 2004)

*Mixed Liquor Volatile Suspended Solid* (X) = 353 mg/l  
(Beckart Environmental, Inc., 2004)

Perhitungan :

Direncanakan :

Waktu tinggal sel(θ) = 10 hari

a. Penentuan BOD effluent (S)

$$E = \frac{S_0 - S}{S_0} \times 100\% \\ = \frac{783 - S}{783} \times 100\% \\ = 39,5 \text{ mg/l}$$

b. Penentuan volume kolam aerasi

$$V_r = \frac{\theta_c \times Q \times Y \times (S_0 - S)}{X (1 + K_d \cdot \theta_c)} \\ = \frac{10 \times 31.964,818 \times 0,8 \times (783 - 39,5)}{353 (1 + 0,025 \cdot 10)} \\ = 673.253,327 \text{ gal} \\ = 3.060,670 \text{ m}^3$$

c. Penentuan ukuran kolam aerasi

Direncanakan tinggi cairan dalam aerator = 14,57 m

(Metcalf & Eddy, 1991)

Perbandingan lebar dan tinggi cairan = 1,5 : 1 (Metcalf & Eddy, 1991)

Jadi, lebar = 1,5 x 14,57 m = 21,855 m

Direncanakan digunakan 5 bak aerasi

Maka : Volume 1 bak =  $\frac{1}{5} \times 3.060,670 \text{ m}^3$   
= 612,134 m<sup>3</sup>

$V = p \times l \times t$

612,134 m<sup>3</sup> = p x 21,855 m x 14,57 m

p = 1,922 m

Faktor kelonggaran = 0,5 m di atas permukaan air (Metcalf & Eddy, 1991) Jadi, ukuran tangki aerasi sebagai berikut:

Panjang = 1,922 m

Lebar = 21,855 m

Tinggi = (14,57 + 0,5) m = 15,070 m

d. Penentuan waktu tinggal kolam aerasi

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

=  $\frac{673.253,327}{31.964,818}$

= 21,062 hari

= 505,496 jam

= 30.329,745 menit

## 5. Bak Sedimentasi

Fungsi : Mengendapkan limbah yang telah tercampur dengan activated sludge.

Bahan Konstruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C = 303 K

Diperkirakan kecepatan *overflow* maksimum = 33 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>hari (Perry, 1997)

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

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki (V)} &= 31.964,818 \text{ m}^3/\text{hari} \times 0,083 \text{ hari} \\ &= 2.653,080 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas tangki (A)} &= (31.964,818 \text{ m}^3/\text{hari}) / (33 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ hari}) \\ &= 968,631 \text{ m}^2\end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}D &= (4A / \pi)^{1/2} \\ &= (4 \times 968,631 / 3,14)^{1/2} \\ &= 35,127 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kedalaman tangki, H} &= V/A \\ &= 2.653,080 / 968,631 \\ &= 2,739 \text{ m}\end{aligned}$$

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



## LAMPIRAN E

### EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi digunakan untuk menentukan apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

- A. Laju pengembalian modal (Internal Rate of Return, IRR)
- B. Waktu pengembalian modal minimum (Minimum Pay Out Period, MPP)
- C. Titik impas (Break event Point, BEP)
- D. Shut down point (SDP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

#### A. PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI (*PRODUCTION COST*)

- 1) Modal Investasi ( *Capital Investment* ), meliputi :
  - 1.1. Modal Tetap ( *Fixed Capital* )
  - 1.2. Modal Kerja ( *Working Capital* )
- 2) Biaya Manufaktur ( *Manufacturing Cost* )
  - 2.1. Biaya Langsung ( *Direct Manufacturing Cost* )
  - 2.2. Biaya Tak langsung ( *Indirect Manufacturing Cost* )
  - 2.3. Biaya Tetap ( *Fixed Manufacturing Cost* )
- 3) Pengeluaran Umum ( *General Expense* )
  - 3.1. Administrasi
  - 3.2. Penjualan ( *Sales* )
  - 3.3. Riset dan Paten ( *Research and Patent* )
  - 3.4. Keuangan ( *Finance* )

#### B. ANALISA KELAYAKAN

- a. Keuntungan / *Profit On Sales* (POS)
- b. *Return On Investment* (ROI)
- c. *Pay Out Time* (POT)
- d. *Break Event Point* (BEP)
- e. *Shut Down Point* (SDP)
- f. *Discounted Cash Flow* (i)

Dalam rencana praprancangan pabrik selulosa asetat digunakan asumsi sebagai berikut:

Pabrik beroperasi selama selama 330 hari dalam setahun perhitungan didasarkan pada harga peralatan tiba di pabrik atau purchased-equipment delivered (peters dan Timmerhaus,2004)

Kapasitas Produksi : 9.500 ton/tahun  
Satu Tahun Operasi : 330 hari  
Tahun operasi : 2027  
Kurs dollar 1\$ : Rp 15.163 (sumber bi.go.id), 20 Maret 2023

### Perkiraan Harga Alat

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan Rasio Index harga, perkiraan harga ini seiring digunakan

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

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

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \cdot \left[ \frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dengan :

$E_a$  = harga alat a

$E_b$  = harga alat b

$C_a$  = kapasitas alat a

$C_b$  = kapasitas alat b

Asumsi- asumsi yang dipakai dalam perhitungan evaluasi ekonomi terdiri dari :

**Tabel 10.1 Penaksiran indeks harga dengan least square**

No	Tahun (xi)	Indeks (yi)	xi.yi	xi^2	yi^2
1	2005	468,2	938.741	4.020.025	219.211
2	2006	499,6	1.002.198	4.024.036	249.600
3	2007	525,4	1.054.478	4.028.049	276.045
4	2008	555,6	1.115.645	4.032.064	308.691
5	2009	585,8	1.176.872	4.036.081	343.162
6	2010	616,1	1.238.361	4.040.100	379.579
7	2011	646,3	1.299.709	4.044.121	417.704
8	2012	676,5	1.361.118	4.048.144	457.652
9	2013	706,7	1.422.587	4.052.169	499.425
10	2014	736,9	1.484.117	4.056.196	543.022
Total	20.095	6.017,1	12.093.825,4	40.380.985	3.694.091,21

Dengan metode Least Square (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga rata – rata pada akhir tahun, penyelesaian dengan least Square menghasilkan persamaan :

$$y = a + b (x - \bar{x}) \text{ (pers, 17,19, Peters \& Timmerhaus, 4th ed)}$$

Keterangan :

$$a = \bar{y}, \text{ harga rata-rata } y$$

$$b = \frac{\sum(x-\bar{x})(y-\bar{y})}{\sum(x-\bar{x})^2} . \text{ Slope garis least square}$$

$$\sum = 10$$

$$\sum x = 20.095$$

$$n = \frac{\sum x}{n} = 20.095 / 10 = 20.095$$

$$\sum x^2 = 82.5$$

**Persamaan 17.21, Timmerhaus :**

$$\begin{aligned} \sum (x - \bar{x})^2 &= \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} \\ &= 40.380.985 - \frac{(20.095)^2}{10} \\ &= 82.5 \end{aligned}$$

$$\sum y = 6.017.1$$

$$n = \frac{\sum y}{n} = 6017.1 / 10 = 6017.1$$

$$\sum y^2 = 73.541.969$$

$$\begin{aligned} \sum (y - \bar{y})^2 &= \sum y^2 - \frac{(\sum y)^2}{n} \\ &= 3.694.091.21 - \frac{(6017.1)^2}{10} \\ &= 73.541.969 \end{aligned}$$

$$xy = 12.093.825.4$$

**Persamaan 17.20 Timmerhaus :**

$$\begin{aligned}\Sigma (x - \bar{x}) (y - \bar{y}) &= \Sigma xy - \Sigma y \frac{\Sigma x}{n} \\ &= 12.093.825.4 - (601.71 \times 20.095 / 10) \\ &= 2.462.95\end{aligned}$$

Nilai

$$\begin{aligned}a &= \bar{y} = 601.71 \\ b &= \frac{\Sigma(x-\bar{x})(y-\bar{y})}{\Sigma(x-\bar{x})^2} \\ &= 2.462.95 / 82.5 \\ &= 29.853.939,39\end{aligned}$$

Jadi indeks ditahun 2027

$$\begin{aligned}y &= a + b (x - \bar{x}) \\ &= 601.71 + 29.853.939,39 ( 2026 - 20.095 ) \\ &= 1.123,43232\end{aligned}$$

Jika pabrik akan didirikan pada tahun 2027 maka akan diperoleh indeks harga (X) untuk pabrik ini maka dari daftar table di atas didapat 1.123,43232

1. Harga dalam Rupiah dibulatkan dalam ratusan ribu terdekat,
2. Harga dalam Dollar dibulatkan dalam satuan terdekat,
3. Upah Buruh :
  - a. Buruh Asing = \$ 20 / man hour
  - b. Buruh Lokal = Rp.15,000 / man hour
  - c. Perbandingan Man hour asing = 1,5 man hour lokal

Tabel 10.2 Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Harga (\$)	
		2014	2027
1	Gudang Penyimpanan	\$ 138.116	\$ 210.698
2	Disk Chipper	\$ 232.728	\$ 355.031
3	Tangki NaOH	\$ 28.000	\$ 42.714
4	Pompa Bahan NaOH	\$ 19.500	\$ 29.748
5	Tangki Ekstraksi	\$ 45.000	\$ 68.648
6	Pompa produk tangki ekstraksi	\$ 19.500	\$ 29.748
7	Rotary Washer I	\$ 155.152	\$ 236.687
8	Pompa Produk rotary washer I	\$ 19.500	\$ 29.748
9	Tangki Larutan NaOCI	\$ 28.000	\$ 42.714
10	Pompa Bahan NaOCI	\$ 19.500	\$ 29.748
11	Tangki Bleaching	\$ 49.648	\$ 75.739
12	Pompa Tangki Bleaching	\$ 19.500	\$ 29.748
13	Rotary Washer II	\$ 155.152	\$ 236.687
14	Pompa produk Rotary washer II	\$ 19.500	\$ 29.748
15	Rotary Dryer	\$ 161.600	\$ 246.524
16	Belt Conveyor I	\$ 18.500	\$ 28.222
17	Tangki asam asetat glasial	\$ 28.000	\$ 42.714
18	Pompa bahan asam asetat glasial	\$ 19.500	\$ 29.748
19	Tangki aktivasi	\$ 48.000	\$ 73.225
20	Pompa produk tangki aktivasi	\$ 19.500	\$ 29.748
21	Tangki penyimpanan asam sulfat	\$ 28.000	\$ 42.714
22	Pompa bahan asam sulfat	\$ 19.500	\$ 29.748
23	Tangki penyimpanan asetat anhidrat	\$ 28.000	\$ 42.714
24	Pompa bahan asetat anhidrat	\$ 19.500	\$ 29.748
25	Tangki pencampur	\$ 59.789	\$ 91.209
26	Pompa produk tangki pencampur	\$ 19.500	\$ 29.748
27	Reaktor asetilasi	\$ 250.000	\$ 381.379
28	Pompa produk reaktor asetilasi	\$ 19.500	\$ 29.748
29	Reaktor hidrolisa	\$ 250.000	\$ 381.379
30	Pompa produk reaktor hidrolisa	\$ 19.500	\$ 29.748
31	Cooler	\$ 45.000	\$ 68.648
32	Centrifuge	\$ 14.300	\$ 21.815
33	Rotary Dryer I	\$ 161.600	\$ 246.524
34	Belt Conveyor II	\$ 18.500	\$ 28.222
35	Blow box	\$ 15.000	\$ 22.883
36	Gudang penyimpanan selulosa asetat	\$ 138.116	\$ 210.698
37	Tangki penampung asam asetat sisa	\$ 28.000	\$ 42.714
	Total		\$ 3.629.252

Sumber : (matche.com,2014)

Total harga peralatan proses pada tahun 2027 = \$ 3.629.252

= Rp 55.032.159.479

Diperkirakan biaya impor, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai dilokasi 125% dari harga alat, Jadi harga alat

= 125% x Rp 55.032.159.479 = Rp 68.790.199.348

Tabel 10.3 Harga alat utilitas

Alat	Harga alat (\$)		Jumlah	Harga (\$)
	2014	2027		
screening	\$ 25.000	\$ 38.138	1	\$ 38.138
bak sedimentasi	\$ 15.000	\$ 22.883	1	\$ 22.883
clirfier	\$ 125.000	\$ 190.690	1	\$ 190.690
tangki pelarut alum	\$ 35.000	\$ 53.393	1	\$ 53.393
tangki pelatut soda abu	\$ 35.000	\$ 53.393	1	\$ 53.393
sand filter	\$ 50.000	\$ 76.276	1	\$ 76.276
menara air	\$ 60.335	\$ 92.042	1	\$ 92.042
Tangki Pelarutan H2SO4	\$ 35.000	\$ 53.393	1	\$ 53.393
Menara Pendingin	\$ 10.190	\$ 15.545	1	\$ 15.545
Penukar Kation	\$ 35.000	\$ 53.393	1	\$ 53.393
Tangki Pelarutan NaOH	\$ 35.000	\$ 53.393	1	\$ 53.393
Penukar Anion	\$ 35.000	\$ 53.393	1	\$ 53.393
daerator	\$ 150.105	\$ 228.988	1	\$ 228.988
Tangki Bahan Bakar	\$ 25.000	\$ 38.138	1	\$ 38.138
Ketel Uap	\$ 514.000	\$ 784.116	1	\$ 784.116
Tangki Pelarutan Kaporit	\$ 35.000	\$ 53.393	1	\$ 53.393
Tangki Utilitas	\$ 44.461	\$ 67.826	1	\$ 67.826
Pompa Utilitas	\$ 560	\$ 854	18	\$ 15.377
bak penampung	\$ 6.586	\$ 10.047	1	\$ 10.047
bak pengendapan awal	\$ 10.586	\$ 16.149	1	\$ 16.149
bak netralisasi	\$ 10.586	\$ 16.149	1	\$ 16.149
generator	\$ 20.850	\$ 31.807	1	\$ 31.807
TOTAL			39	\$ 2.017.923

Total harga peralatan utilitas pada tahun 2027 = \$ 2.017.923

= Rp 30.598.770.577

Diperkirakan biaya impor, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai di lokasi pabrik 125 % dari harga alat. Jadi harga alat :

= 1,25 x Rp 30.598.770.577

= Rp 38.248.463.221

Total harga (peralatan proses + peralatan utilitas) :  
 = Rp 68.790.199.348 + Rp 38.248.463.221  
 = Rp 107.038.662.569

### Biaya Peralatan

Harga peralatan cenderung meningkat tiap tahun, sehingga untuk menentukan harga sekarang dapat diperkirakan dari harga tahun – tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Perhitungan harga peralatan ini bisa dilihat lebih lengkap pada appendiks D.

#### 1. Perkiraan Modal Investasi (Capital Investment)

Modal investasi dihitung berdasarkan harga peralatan dan disesuaikan dengan tabel 6-9 Peters halaman 251

##### a. Modal tetap (fixed capital investment)

Biaya langsung (direct cost)	% (E)	Cost
Harga peralatan (a)	100%	Rp 107.038.662.569
Pemasangan alat	47% (a)	Rp 50.308.171.407
Instrumentasi dan kontrol	36 % (a)	Rp 38.533,918.524
Perpipaan	68 % (a)	Rp 72.786.290.547
Instalasi listrik	15 % (a)	Rp 11.774.252.882
Gudang dan perawatan	10 % (a)	Rp 19.266.959.262
Fasilitas pelayanan	40 % (a)	Rp 74.927.063.798
Halaman	5 % (a)	Rp 10.703.866.256
<u>Tanah</u>	<u>16 % (a)</u>	<u>Rp 6.422.319.754</u>
Total (1)		Rp 391.761.505.003
Biaya tak langsung (indirect cost)		
Rekayasa dan supervisi	23% (a)	Rp 24.618.892.390
<u>Biaya kontruksi</u>	<u>31% (a)</u>	<u>Rp 33.181.985.396</u>
Total (2)		Rp 57.800.877.787
Biaya Kontraktor	30 % (1 + 2)	Rp 94.408.100.386
<u>Biaya tak terduga</u>	<u>42 % (1 + 2)</u>	<u>Rp 188.816.200.772</u>
Total (3)		Rp 283.224.301.158
Total modal tetap (FCI)	= (1) + (2) + (3)	= Rp 732.786.683.949

b. Modal kerja (working capital investment)

$$\text{WCI} = 15\% \text{ TCI}$$

c. Modal total (total capital investment)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + 0.15 \text{ TCI}$$

$$\text{TCI} - 0.15 \text{ TCI} = \text{FCI}$$

$$0.85 \text{ TCI} = \text{FCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI}/0.85$$

$$= \text{Rp } 732.786.683.949 / 0.85$$

$$= \text{Rp } 862.101.981.117$$

**Biaya bahan baku**

Bahan baku

- Kulit buah kakao

$$\text{Harga} = \text{Rp } 5.000$$

$$\text{Kebutuhan} = 1.99,4950 \text{ kg/jam} \times 5.000 \times 24 \text{ jam} \times 330 \text{ hari}$$

$$= \text{Rp } 47.500.002.000$$

- Asetat Anhidrit

$$\text{Harga} = \text{Rp } 50.000$$

$$\text{Kebutuhan} = 1.254,8340 \text{ kg/jam} \times 50.000 \times 24 \text{ jam} \times 330 \text{ hari}$$

$$= \text{Rp } 544.414.266.000$$

$$\text{Total bahan baku} = \text{Rp } 47.500.002.000 + \text{Rp } 544.414.266.000$$

$$= 544.414.266.000$$

Bahan penunjang

- $\text{H}_2\text{SO}_4$

$$\text{Harga} = \text{Rp } 9.500$$

$$\text{Kebutuhan} = 19,305 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Biaya pertahun} = 19,305 \text{ kg/jam} \times 9.500 \times 24 \text{ jam} \times 330 \text{ hari}$$

$$= \text{Rp } 1.452.508.200$$



- NaOH  
 Harga = Rp 6.500  
 Harga = 17,992 kg/jam  
 Biaya pertahun = 17,992 kg/jam x 6.500. x 24 jam x 330 hari  
 = Rp 926.248.752

- CH<sub>3</sub>COOH  
 Harga = Rp 63.000  
 Kebutuhan = 177,81 kg/jam  
 Biaya pertahun = 177,81 kg/jam x 63.000 x 24 jam x 330 hari  
 = Rp 88.720.077.600

Total harga bahan penunjang = Rp 1.452.508.200 + Rp 926.248.752 +  
 Rp 88.720.077.600  
 = Rp 91.098.834.552

#### **Bahan Utilitas**

- Aluminium Sulfat  
 Harga = Rp 4.000  
 Kebutuhan = 46,604 kg/jam  
 Biaya pertahun = 46,604 kg/jam x 4000 x 24 jam x 330 hari  
 = Rp 1.476.414.720
- Soda Abu  
 Harga = Rp 6.000  
 Kebutuhan = 25,16 kg/jam  
 Biaya pertahun = 25,16 kg/jam x 6.000 x 24 jam x 330 hari  
 = Rp 1.195.888.320
- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>  
 Harga = Rp 9.500  
 Kebutuhan = 4,839 kg/jam  
 Biaya pertahun = 4,839 kg/jam x 9.500 x 24 jam x 330 hari  
 = Rp 364.086.360
- NaOH  
 Harga = Rp 6.500

Kebutuhan = 55,101 kg/jam  
 Biaya pertahun = 55,101 kg/jam x 6.500 x 24 jam x 330 hari  
 = Rp 2.836.599.480

Tabel 10.4 Perincian Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah Gaji/bulan (Rp)
<i>General Manejer</i>	1	20.000.000	20.000.000
Dewan Komisaris	3	25.000.000	75.000.000
Sekretaris	1	8.000.000	16.000.000
Manajer Teknik dan Produksi	1	15.000.000	15.000.000
Manajer Pembelian dan Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
Manajer Umum dan Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian Umum dan Personalia	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian Produksi	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian R&D	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Bagian QC/QA	1	8.000.000	8.000.000
Kepala Seksi Proses	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Keuangan	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Pemasaran	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Administrasi dan Personalia	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Humas	1	4.000.000	4.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	4.000.000	4.000.000
Karyawan Proses	30	3.500.000	105.000.000
Karyawan Laboratorium QC/QA dan R&D	6	3.500.000	21.000.000

Karyawan Utilitas	10	3.500.000	35.000.000
Karyawan Unit Pembangkit Listrik dan Instrumentasi	10	3.500.000	35.000.000
Karyawan Pemeliharaan Pabrik	10	3.500.000	35.000.000
Karyawan Bag. Keuangan	3	3.500.000	10.500.000
Karyawan Bag. Administrasi dan Personalia	6	3.500.000	21.000.000
Karyawan Bag. Humas	4	3.500.000	14.000.000
Karyawan Penjualan/ Pemasaran	5	3.500.000	17.500.000
Karyawan Gudang / Logistik	10	3.500.000	35.000.000
Petugas Keamanan	8	2.000.000	28.000.000
Dokter	2	5.000.000	10.000.000
Perawat	2	2.500.000	5.000.000
Petugas Kebersihan	6	2.000.000	12.000.000
Supir	10	2.000.000	20.000.000
<b>Jumlah</b>	<b>145</b>		<b>641.560.694</b>

### Total Production Cost, TPC

#### Manufacturing Cost

##### a) Biaya produksi langsung (*direct production cost*)

Bahan baku Rp 544.414.266.000

Gaji karyawan Rp 641.560.694

Utilitas (10% TPC) Rp. 0,1 TPC

Pengawasan (15 % gaji karyawan) Rp 96.234.104

Pemeliharaan & perbaikan (2%FCI) Rp 14.655.733.678

Operasi suplay (0,5% FCI) Rp 3.663.933.419

Laboratorium (10 % gaji karyawan) Rp 64.156.069

Paten dan royalti (3% TPC) Rp 0.03 TPC

Total Rp 563.535.883.966+0,13 TPC

##### b) Biaya tetap (fixed changes)

Depresiasi 10 % FCI Rp 58.622.934.715

Pajak 2 % FCI	Rp 14.655.733.678
<u>Asuransi 1 % FCI</u>	<u>Rp 7.327.866.839</u>
Total	Rp 80.606.535.234

c) Biaya pengeluaran tambahan pabrik

Biaya pengeluaran tambahan pabrik  
 (Plant overhead cost) 3 % TPC = Rp. 0,03 TPC

**Jadi total manufacturing cost (TMC)**

= (a) + (b) + (c)  
 = 563.535.883.966 + 0,13 + Rp 80.606.535.234 + 0,03 TPC  
 = Rp 644.142.419.200 TPC

**General Expenses**

Biaya Administrasi (2% TPC) Rp. 0,02 TPC  
 Biaya Distribusi Penjualan (2% TPC) Rp. 0,02 TPC  
 Riset dan Pengembangan (2% TPC) Rp. 0,02 TPC  
 Pembiayaan (2% TCI) Rp 17.242.039.622  
**Total (GE)** Rp 17.242.039.622 + Rp.0,06 TPC

**Maka Total Biaya Produksi (Total Product Cost)**

TMC = Rp 644.142.419.200 + 0,16 TPC  
GE = Rp 17.242.039.622 + 0,06 TPC  
 TPC = Rp 847.928.793.361 + 0,22 TPC  
 1 TPC – 0,22 TPC = Rp 661.384.458.822  
 0,78 PC = Rp 661.384.458.822  
 TPC = Rp 847.928.793.362  
 TCM = Rp 779.811.026.138  
 GE = Rp 68.117.767.224

**Harga Penjualan Produk**

Produk = 9.500 ton/tahun = 9.500.000 kg/tahun

Harga dasar =  $\frac{\text{TPC}}{\text{Produksi Total}}$   
 =  $\frac{\text{Rp 847.928.793.362}}{9.500.000}$

$$= \text{Rp } 101.500$$

Harga Jual = 115% x Rp 101.500

$$= \text{Rp } 116.725$$

Harga penjualan produksi pertahun (S) :

$$= \text{Rp } 116.725 \times 9.500.000 \text{ kg}$$

$$= \text{Rp } 1.108.887.500$$

### Laba Perusahaan

a. Laba sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{Laba sebelum pajak} &= \text{Total penjualan} - \text{total biaya produksi} \\ &= \text{Rp } 1.108.887.500 - \text{Rp } 847.928.793.362 \\ &= \text{Rp } 260.958.706.637 \end{aligned}$$

b. Pajak penghasilan = 20% x Rp 260.958.706.637

$$= \text{Rp } 52.191.741.327$$

$$\begin{aligned} \text{Laba setelah pajak} &= \text{Laba sebelum pajak} - \text{Pajak penghasilan} \\ &= \text{Rp } 260.958.706.637 - \text{Rp } 52.191.741.327 \\ &= \text{Rp } 31.373.154.504 \end{aligned}$$

### Analisa Kalayakan

a. Biaya Tetap (FC)

Depresiasi (10%FCI)	Rp 58.622.934.715
Pajak (2%FCI)	Rp 14.655.733.678
Asuransi (1%FCI)	Rp 7.327.866.839
<b>Total</b>	<b>Rp 80.606.535.234</b>

b. Biaya Variabel (VC)

Bahan baku dan pembantu	Rp 635.513.100.552
Utilitas (10% TPC)	Rp 84.792.879.336
Patent dan royalti (0.02 TPC)	Rp 16.958.575.867
<b>Total</b>	<b>Rp 737.264.555.755</b>
<b>Total harga penjualan (S)</b>	<b>Rp 1.108.887.500</b>

### **Biaya Semi Variabel (SVC)**

Pembiayaan	Rp 0,03
Gaji karyawan	Rp 641.560.694
Laboratorium	Rp 64.156.069
Pemeliharaan dan perbaikan	Rp 14.655.733.678
Operasi suplay	Rp 3.663.933.419
Plant over head cost (5% TPC)	Rp 50.875.727.601
Administrasi (4% TPC)	Rp 33.917.151.734
Riset dan pengembangan (4% TPC)	Rp 33.917.151.734
Distribusi dan penjualan (4% TPC)	Rp 33.917.151.734
<b>Total</b>	<b>Rp 171.652.566.667</b>

Maka,

### **Return on Investment (ROI)**

ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{laba kotor}}{\text{TCI}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 260.958.706.637}{\text{Rp } 862.101.981.117} \times 100\% \\ &= 30,27 \% \end{aligned}$$

ROI sesudah pajak

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{Rp } 208.766.965.309}{\text{Rp } 862.101.981.117} \times 100\% \\ &= 24,21 \% \end{aligned}$$

### **Pay Out Time (POT)**

POT sebelum pajak

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Laba Kotor} + \text{Depresiasi}} \\ &= \frac{852.771.038.585}{651.593.648.823 + 58.622.934.715} \\ &= 2,29 \text{ Tahun} \end{aligned}$$

POT sesudah pajak

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Laba bersih} + \text{Depresiasi}} \\ &= \frac{852.771.038.585}{521.274.919.059 + 58.662.934.715} \end{aligned}$$

= 2,74 Tahun

### Perhitungan Break Even Point (BEP)

Perhitungan BEP dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= \frac{80.606.535.234 + 0,3 \times 171.652.566.667}{1.108.887.500 - 0,7 \times 171.652.566.667 - 737.264.555.755} \times 100\% \\ &= 52,53 \% \end{aligned}$$

### Perhitungan Shut Down Point

Perhitungan SDP dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= \frac{0,3 \times 171.652.566.667}{1.108.887.500 - 0,7 \times 171.652.566.667 - 737.264.555.755} \times 100\% \\ &= 20,48 \% \end{aligned}$$

#### a. *Discounted Cash Flow (DCF)*

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

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

$$R = (\text{FCI} + \text{WC})(1 + i)^n - \text{SV} - \text{WC}$$

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

Dimana:

n = Umur pabrik (10 tahun)

R = Cash flow berdasarkan pendapatan akhir tahun

S = Nilai modal yang akan dating dikoreksi dengan salvage *value* dan *working capital*

CF = Cash flow setelah pajak

= Keuntungan setelah pajak + depresiasi

= Rp. 208.766.956.309 + Rp 58.622.934.715

= Rp 267.389.900.025

FCI = *Fixed Capital Investment*

= Rp 732.786.683.949

WC = *Working capital*

= Rp 129.315.297.167

SV = *Salvage value* (10% FCI)

= 10% x Rp 732.786.683.949

= Rp 73.278.668.394

i = *Interest/ Discounted cash flow*

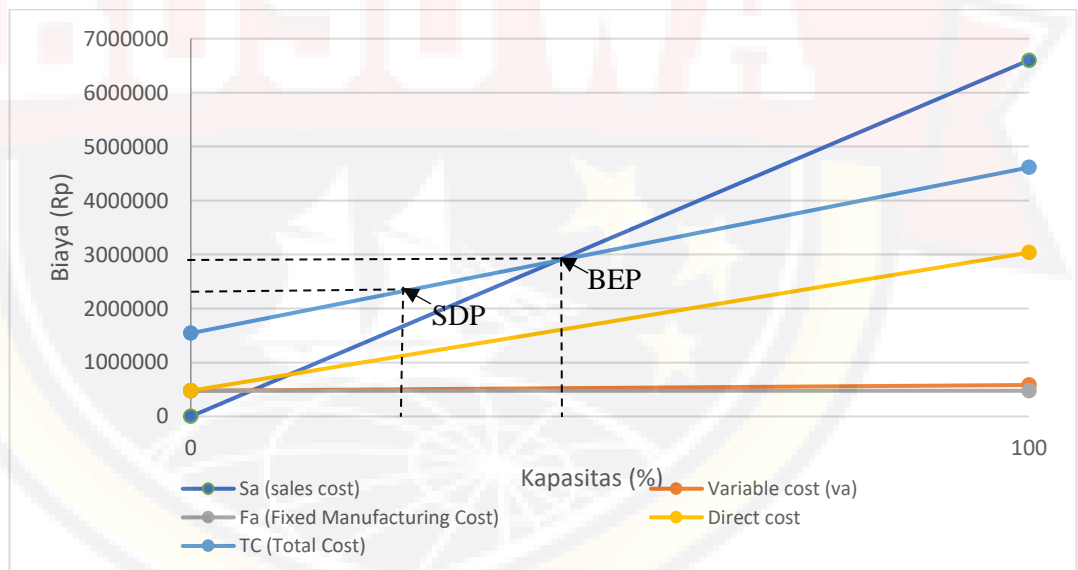
Trial and error untuk mencari nilai i

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

Sehingga diperoleh:

Interest (i) = 26,07%

Nilai bunga komersial di Indonesia saat ini berkisar 6,3% per tahun (<http://bi.go.id>). Sehingga nilai interest pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.



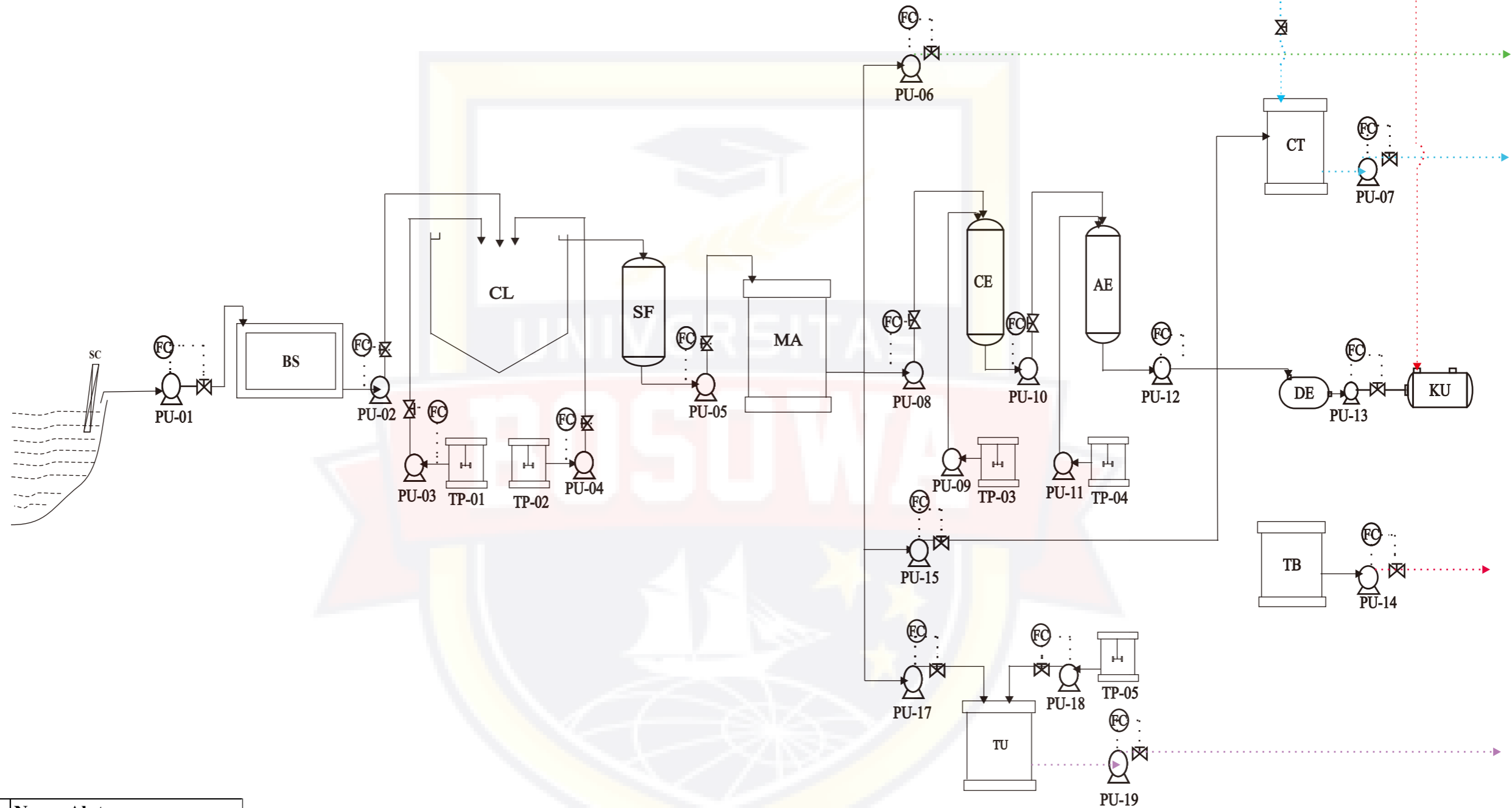
Gambar 10.1 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi



# FLOWSHEET PENGOLAHAN AIR PADA PABRIK SELULOSA ASETAT


Steam Bekas

Pendingin Bekas



Kode Alat	Nama Alat
SC	Screening
BS	Bak Sedimentasi
SF	Send Filter
CL	Clarifier
MA	Menara Air
MP	Menara Pendingin
CE	Cation Exchanger
AE	Anion Exchanger
DE	Deaerator

Kode Alat	Nama Alat
TP-01	Tangki pelarut Aluminium Sulfat
TP-02	Tangki pelarut soda Abu
TP-03	Tangki Pelarut H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
TP-04	Tangki Pelarut NaOH
TP-05	Tangki Pelarut Kaporit
TB	Tangki Bahan Bakar
TU	Tangki Utilitas
KU	Ketel Uap
PU	Pompa Utilitas

	<b>JURUSAN TEKNIK KIMIA</b> <b>FAKULTAS TEKNIK</b> <b>UNIVERSITAS BOSOWA</b>	
	<b>Digambar oleh:</b>	<b>Wasti Nancy Rante Rombe</b>
<b>Diperiksa oleh:</b>	<b>1. Dr.Ir.A.Zulfikar Syaiful,ST.,MT</b>	<b>09 1802 6902</b>
	<b>2. M.Tang, ST.,M.Pkim</b>	<b>09 1302 7503</b>

