



TUGAS AKHIR TK 145501

**PABRIK PULP DARI TANDAN KOSONG KELAPA
SAWIT (TKKS) DENGAN PROSES ACETOCELL**

Sinta Nuclea
NRP. 2312 030 057

Dwi Kurnia Hariandini
NRP. 2312 030 101

Dosen Pembimbing
Prof.Dr.Ir.Danawati Hari Prajitno, M.Pd

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015**



FINAL PROJECT TK 145501

**PULP MILL FROM OIL PALM EMPTY FRUIT
BUNCHES BY ACETOCELL PROCESS**

Sinta Nuclea
NRP. 2312 030 057

Dwi Kurnia Hariandini
NRP. 2312 030 101

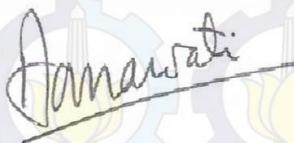
Lecturer
Prof.Dr.Ir.Danawati Hari Prajitno, M.Pd

**DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2015**

**LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK ASETALDEHIDA DENGAN
PROSES DEHIDROGENASI ETANOL**

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M. Pd.

NIP. 19510729 198603 2 001

Mengetahui,

Ketua Program Studi

D III Teknik Kimia FTI-ITS



Ir. Budi Setiawan, M.T.

NIP. 19540220 198701 1 001

Koordinator Tugas Akhir

D III Teknik Kimia FTI-ITS



Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.

NIP. 2300201308002

LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 17 Juni 2015, untuk tugas akhir dengan judul "**Pabrik Asetaldehida Dengan Proses Dehidrogenasi Etanol**", yang disusun oleh :

Siska Mayangsari
Fiqie Zulfikar Apriansyah

(2312 030 023)
(2312 030 047)

Mengetahui/menyetujui
Dosen Penguji



Ir. Imam Syafril, M. T.
IP. 19570819 198701 1 001

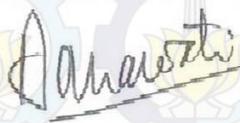
Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.
NIP. 2300201308002

Koordinator Tugas Akhir



Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.
NIP. 2300201308002

Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M. Pd.
NIP. 19510729 198603 2 001

PABRIK PULP DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT (TKKS) DENGAN PROSES ACETOCELL

Nama Mahasiswa : Sinta Nuclea (2312 030 057)
Program Studi : DIII Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd (2312 030 101)

ABSTRAK

Industri pulp merupakan salah satu industri di Indonesia yang memiliki prospek yang cerah di masa mendatang serta dapat memberikan kontribusi dalam perekonomian Indonesia. Ketersediaan tandan kosong kelapa sawit (TKKS) belum dimanfaatkan secara maksimal, maka direncanakan pendirian pabrik pulp dengan bahan baku tandan kosong kelapa sawit. Pulp merupakan bahan baku utama pembuatan kertas. Pabrik pulp ini bekerja dengan proses acetocell. Berdasarkan ketersediaan bahan baku, kemudahan transportasi dan sumber air, rencana lokasi pendirian pabrik adalah di daerah Riau.

Pembuatan pulp dari tandan kosong kelapa sawit dibuat dengan proses acetocell melalui 4 tahap. Tahap pertama yaitu pre-treatment yang bertujuan untuk menghilangkan impurities. Tahap kedua yaitu pemasakan dengan larutan CH_3COOH 85% pada temperatur 170°C dan tekanan 8 bar. Tahap ketiga yaitu bleaching menggunakan 2 proses yaitu bleaching menggunakan hydrogen peroksida 3 % dan sodium dithionite 1 %, dari proses bleaching didapatkan kecerahan 82 %. Tahap terakhir yaitu post treatment yang bertujuan untuk mengurangi kadar air dalam pulp hingga 5 % dan pembentukan lembaran pulp.

Pabrik pulp bekerja secara kontinyu dan beroperasi selama 300 hari/tahun dengan kapasitas produksi sebesar 90.000 ton/tahun. Tandan Kosong Kelapa Sawit yang dibutuhkan sebesar 1.579.096,29 kg/hari dengan bahan baku pendukung CH_3COOH , H_2O_2 dan $Na_2S_2O_4$. Kebutuhan utilitasnya adalah air sanitasi, air umpan boiler, air proses dan air make up masing-masing sebesar 7,17; 831.084,73; 3.170.954,99 dan 166.216,95 m^3 /jam. Limbah yang dihasilkan dari industri ini yaitu black liquor, limbah pencucian bubur pulp dan limbah padat.

Kata Kunci: Pulp, Tandan Kosong Kelapa Sawit, Asam Asetat, Hidrogen Peroksida, Sodium Dithionite

PULP MILL FROM OIL PALM EMPTY FRUIT BUNCHES BY ACETOCELL PROCESS

Name

: Sinta Nuclea (2312 030 057)

Department

: DIII Chemical Engineering FTI-ITS

Lecture

: Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd

ABSTRACT

Pulp industry is one industry in Indonesia which has a bright prospect in the future and contribute to the economy of Indonesia. Availability of oil palm empty fruit bunches (EFB) has not been fully utilized, the planned establishment of pulp mill with raw material oil palm empty fruit bunches. Pulp is the main raw material for the manufacture of paper. This pulp mill worked by process of Acetocell. Based on the supply of raw materials, the availability of water, and the ease of transportation, so the location of establishment of the factory selected in the area of Riau.

There are 4 steps in oil palm empty fruit bunches pulping with the acetocell process. The first step is the pre-treatment with the purpose to eliminate the impurities on raw materials that can disturb the process. The second step is cooking with 85% CH_3COOH solution by cooking temperature 170 °C and pressure 8 bar. The third step is the process of bleaching using 3 % hydrogen peroxide and 1 % sodium dithionite, from the process of bleaching obtained brightness 82 %. The last stage, as well as finishing the drying stage, where the pulp is reduced up to 5% water content and formed sheet.

Pulp mill works and operates continuously for 300 days/year with a production capacity of 90.000 ton/year. Oil Palm Empty Fruit Bunches that needed is around 1.579.096,29 kg/day with supporting materials like CH_3COOH , H_2O_2 and $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$. The utility needs are water sanitation, boiler feed water, water process and make up water each of 7,17; 831.084,73; 3.170.954,99 and 166.216,95 m³/h. Waste produced from this industry is black liquor, pulp slurry leaching waste, and solid waste.

Key word : Pulp, Oil Palm Empty Fruit Bunches, Acetocell, Acetic Acid, Hydrogen Peroxide, Sodium Dithionite

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas berkat dan rahmat – Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul :

”PABRIK PULP DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT (TKKS) DENGAN PROSES ACETOCELL”

Laporan tugas akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Ahli Madya (Amd) di Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS. Pada kesempatan kali ini atas segala bantuannya dalam penggerjaan laporan tugas akhir ini, kami mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Ir. Budi Setiawan, MT selaku Ketua Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
2. Bapak Ir. Imam Syafri, MT selaku Ka Sie Tugas Akhir Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
3. Ibu Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P., M.Pd selaku dosen pembimbing kami
4. Ibu Ir.Eddy Agustiani, M.Eng dan Ibu Nurlaili Humaiddah, ST., MT selaku dosen pengujii.
5. Seluruh dosen dan karyawan Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
6. Kedua orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan moral dan materiil.
7. Rekan – rekan seperjuangan angkatan 2012 serta angkatan 2013 dan angkatan 2014.
8. Teman dan sahabat yang telah memberikan dukungan selama ini.

Surabaya, 15 Juni 2015

Penyusun

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK	ii
ABSTRACT	iii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR GRAFIK	vii
DAFTAR TABEL	viii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori	I-12
I.3 Kegunaan	I-20
I.4 Sifat Kimia dan Fisika	I-21
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
II.1 Macam Proses	II-1
II.2 Seleksi Proses	II-15
II.3 Uraian Proses Terpilih	II-17
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	
VI.1 Air	VI-1
VI.2 Steam	VI-9
VI.3 Listrik	VI-9
BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA	
VII.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Secara Umum	VI-1
VII.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Secara Khusus Usaha –Usaha Keselamatan Kerja	VII-6
VII.3 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)	VII-9
BAB VIII ALAT UKUR DAN INSTRUMENTASI	
VIII.1 Alat Ukur secara Umum	VIII-1
VIII.2 Sistem Instrumentasi pada Pabrik <i>Pulp</i> dari	

Tandan Kosong Kelapa Sawit	VIII-5
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA	
IX.1 Usaha-Usaha Menangani dan Memanfaatkan Limbah.....	IX-1
IX.2 Dampak yang Ditimbulkan dari Limbah	IX-4
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	x
DAFTAR PUSTAKA	xi

LAMPIRAN :

- 1. APPENDIKS A NERACA MASSA**
- 2. APPENDIKS B NERACA PANAS**
- 3. APPENDIKS C SPESIFIKASI PERALATAN**
- 4. Proses Flow Diagram Pabrik *Pulp* dari TKKS**
- 5. Proses Flow Diagram Utilitas Pabrik *Pulp* dari TKKS**

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data Luas Perkebunan Besar di Indonesia	I-5
Tabel I.2	Perkembangan Luas Lahan, Produksi dan Produktivitas Kelapa Sawit Indonesia Tahun 2009-2013	I-6
Tabel I.3	Data Impor, Ekspor Produksi <i>Pulp</i> di Indonesia.....	I-7
Tabel I.4	Data Beberapa Pabrik <i>Pulp</i> di Indonesia	I-8
Tabel 1.5	Perkembangan Perkebunan Kelapa Sawit di Setiap Pulau Pada Tahun 2009-2013	I-10
Tabel 1.6	Produksi Perkebunan Kelapa Sawit di Pulau Sumatera Tahun 2012-2013.....	I-10
Tabel 1.7	Analisa Kimia Beberapa Bahan Baku <i>Pulp</i>	I-12
Tabel II.1	Kondisi Operasi dari Berbagai Macam Proses Pembuatan <i>Pulp</i>	II-15
Tabel II.2	Keuntungan dan Kerugian Berbagai Proses secara Kualitatif.....	II-16
Tabel III.1	Komposisi TKKS	III-1
Tabel III.2	Komposisi Serat TKKS	III-1
Tabel III.3	Neraca Massa Pada <i>Vibrating Screen</i>	III-2
Tabel III.4	Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran CH_3COOH	III-2
Tabel III.5	Neraca Massa Pada <i>Pandia Digester</i>	III-3
Tabel III.6	Neraca Massa Pada <i>Blow Tank</i>	III-4
Tabel III.7	Neraca Massa Pada <i>Washer 1</i>	III-5
Tabel III.8	Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran H_2O_2	III-6
Tabel III.9	Neraca Massa Pada Mixer H_2O_2	III-7
Tabel III.10	Neraca Massa Pada Reaktor H_2O	III-8
Tabel III.11	Neraca Massa Pada <i>Washer 2</i>	III-9
Tabel III.12	Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$	III-10
Tabel III.13	Neraca Massa Pada Mixer $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$	III-11
Tabel III.14	Neraca Massa Pada Reaktor $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$	III-12

Tabel III.15	Neraca Massa Pada <i>Washer 3</i>	III-13
Tabel III.16	Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran	III-14
Tabel III.17	Neraca Massa Pada <i>Rotary Drum Dryer</i>	III-14
Tabel III.18	Neraca Massa Pada <i>Roll</i>	III-15
Tabel IV.1	Neraca Panas Pada <i>Pandia Digester</i>	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Panas Pada <i>Heat Exchanger</i>	IV-1
Tabel IV.3	Neraca Panas Pada <i>Washer 1</i>	IV-1
Tabel IV.4	Neraca Panas Pada <i>Mixer H₂O₂</i>	IV-2
Tabel IV.5	Neraca Panas Pada Reaktor H ₂ O ₂	IV-2
Tabel IV.6	Neraca Panas Pada <i>Heat Exchanger</i>	IV-2
Tabel IV.7	Neraca Panas Pada <i>Washer 2</i>	IV-2
Tabel IV.8	Neraca Panas Pada <i>Mixer Na₂S₂O₄</i>	IV-3
Tabel IV.9	Neraca Panas Pada Reaktor Na ₂ S ₂ O ₄	IV-3
Tabel IV.10	Neraca Panas Pada <i>Heat Exchanger</i>	IV-3
Tabel IV.11	Neraca Panas Pada <i>Washer 3</i>	IV-3
Tabel IV.12	Neraca Panas Pada Tangki Pengenceran	IV-4
Tabel IV.13	Neraca Panas Pada <i>Rotary Drum Dryer</i>	IV-4
Tabel VII.1	Peralatan Keselamatan Kerja di Pabrik	VII-12

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Pohon Kelapa Sawit	I-13
Gambar I.2	Tandan Kosong Kelapa Sawit	I-14
Gambar I.3	Struktur Selulosa	I-16
Gambar I.4	Struktur Lignin.....	I-20
Gambar I.4	Serat <i>Pulp</i> Tandan Kosong Kelapa Sawit	I-27
Gambar II.1	Diagram Alir Stone Groundwood	II-1
Gambar II.2	Diagram Alir Refiner Mechanical Pulping	II-2
Gambar II.3	Diagram Alir Thermo Mechanical Pulping.....	II-4
Gambar II.4	Diagram Alir Chemi Thermo mechanical pulping	II-5
Gambar II.5	Diagram Alir Proses Sulfat	II-7
Gambar II.6	Diagram Alir Proses Sulfit.....	II-9

DAFTAR GRAFIK

Grafik I.1	Presentase Produk Limbah Sawit terhadap Tandan Buah Segar (Basis Kering).....	I-14
-------------------	---	------

DAFTAR NOTASI

No.	Simbol	Satuan	Keterangan
1	m	kg	Massa
2	BM	kg/mol	Berat Molekul
2	T	°C	Suhu
3	t	s	Waktu
4	R	m ² /s	Rate
5	Cp	kcal/kg°C	Heat capacity
6	H _L	kcal/kg	Entalpy liquid
7	H _v	kcal/kg	Emtalpy vapor
8	Nre	-	Reynold number
9	λ	kcal/kg	Panas latent
10	V	lt	Volume
11	ρ	kg/lt	Densitas
12	μ	Pa.s	Viscositas
13	D	m	Diameter
14	A	m ²	Luas
15	v	m/s	Kecepatan
16	P	atm	Tekanan
17	Z	M	Ketinggian
18	F	-	Friksi
19	T _c	°C	Temperature
			Caloric
20	Δt	°C	Perubahan Suhu
21	C _{Ao}	kmol/lt	Konsentrasi feed masuk
22	F _{Ao}	kmol/jam	Laju alir molar

BIODATA PENULIS



Sinta Nuclea lahir pada tanggal 11 April 1995 di Pati, Jawa Tengah. Setelah menamatkan Sekolah Menengah Atas di SMAN 1 Tayu Pati, penulis melanjutkan studi di jurusan D-III Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS).

Alamat email :sintanuclea57@gmail.com



Dwi Kurnia Hariandini lahir pada tanggal 14 November 1993 di Gresik, Jawa Timur. Setelah menamatkan Sekolah Menengah Atas di SMAN 1 Kebomas, penulis melanjutkan studi di jurusan D-III Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS).

Alamat email :dwikurnia.hariandini@yahoo.com

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Kertas merupakan salah satu kebutuhan yang tidak dapat dipisahkan dari kegiatan yang dilakukan manusia. Hal ini ditunjukkan dari tingkat konsumsinya yang makin meningkat dari tahun ke tahun. Menurut data yang diperoleh dari Kementerian Perindustrian tahun 2013, kebutuhan *pulp* dan kertas dunia tahun 2012 mencapai 340 juta ton dan diperkirakan akan naik menjadi 490 juta ton pada tahun 2013, sedangkan kebutuhan *pulp* dan kertas di Indonesia mencapai 7,8 juta ton. Pembuatan *pulp* dan kertas di Indonesia umumnya menggunakan bahan baku yang berasal dari kayu. Rencana pemerintah untuk mengembangkan HTI (Hutan

Tanaman Industri) untuk menyediakan bahan baku bagi industri berbasis kayu termasuk industri kertas belum dapat mengatasi kelangkaan bahan baku, sehingga banyak perusahaan industri kertas skala besar yang berupaya memperoleh bahan baku dari pasar gelap (*illegal logging*) yang berasal dari hutan alam, sehingga sangat berpotensi merusak hutan (Manurung dan Sukaria, 2000). Salah satu solusi untuk mengatasi masalah ini yaitu dengan mencari alternatif lain untuk bahan baku pembuatan *pulp* dan kertas selain kayu, yaitu dengan memanfaatkan limbah agroindustri seperti tandan kosong kelapa sawit (TKKS).

Menurut Ketua Asosiasi *Pulp* dan Kertas Indonesia (APKI), pembangunan HTI *pulp* dan kertas masih berjalan lambat. Selama lima tahun terakhir, dari 10 juta hektar lahan cadangan, hanya 3,7 juta hektar HTI yang berhasil dibangun, "Produksi *pulp* nasional baru yang mencapai 6,9 juta ton per tahun dan produksi kertas 11,5 juta ton masih jauh tertinggal dari Brazil yang mampu menghasilkan 174 juta ton kertas di areal HTI seluas 63 juta hektar (Kemenperin, 2012). Lagipula luas lahan yang terbatas dalam pengembangan HTI serta membutuhkan waktu sekitar 6-8 tahun untuk dapat dipergunakan sebagai bahan



baku industri *pulp* dan kertas, sering terjadinya masalah lingkungan, sehingga diperlukan alternatif bahan baku non kayu untuk memenuhi kebutuhan industri ini (Matlail Fajri Arintika, 2011).

Saat ini berkembang isu mengenai pemanfaatan tandan kosong kelapa sawit sebagai bahan alternatif industri *pulp* dan kertas. Berkaitan dengan isu tersebut Pusat Penelitian dan Pengembangan Hasil Hutan Badan Litbang Departemen Kehutanan melakukan kajian terhadap permasalahan yang dihadapi dalam pemanfaatan tandan kosong kelapa sawit untuk bahan baku alternatif industri *pulp* dan kertas.

I.1.1. Sejarah *Pulp*

Teknologi *pulp* berkembang dari tahun ketahun. *Pulp* pertama kali ditemukan oleh Ts'ai Lung (Tiongkok) pada tahun 105 sesudah Masehi. Pada saat itu orang membuat *pulp* dengan cara mencelupkan potongan-potongan bambu dalam larutan susu kapur dan kemudian dipukul-pukulkan untuk memisahkan serat-seratnya. Louis Robert (Perancis) pada tahun 1799 menemukan teknik pembuatan *pulp* dengan ban saringan kawat berjalan yang tak berujung dengan bahan baku kapas dan kain-kain bekas yang kemudian dikembangkan menggunakan bahan baku serat-serat kayu.

Fourdinner pada tahun 1804 mengupgrade mesin pembuat *pulp*, Louis Robert yang dikenal dengan nama mesin Fourdinner, kemudian pada tahun 1809 John Dikinson mengupgrade mesin fourdinner menjadi mesin silinder. *Pulp* yang dihasilkan dari proses sebelumnya kurang baik, Watt dan Burges pada tahun 1825-1854, menemukan proses soda untuk meningkatkan kualitas *pulp* yang dihasilkan dengan menggunakan bahan kimia. Treghmen (Amerika) pada tahun 1866 menemukan proses sulfit menghasilkan *pulp* dengan tingkat kemurnian selulosa tinggi untuk memperbarui proses soda. Dahl (Danzig) pada tahun 1879 menemukan proses *kraft* (sulfat) untuk memperbarui proses kimia yang sudah ada dengan

selektifitas delignifikasi yang tinggi dari proses sulfit (Casey, 1980).

Proses sulfat mulai ada di Amerika Serikat pada tahun 1908, pada saat itu pembuatan *pulp* 48% dengan cara mekanis, 40 % dengan cara sulfit dan 12% dengan cara soda. Proses kimia menghasilkan limbah yang berbahaya bagi lingkungan. Pada tahun 1925 dikembangkan proses semikimia jenis *Neutral Sulfite Semicchemical* (NSSC). Abad ke-20 sampai sekarang mulai dikembangkan metode baru pembuatan *pulp* dengan menggunakan *organosolvent* dengan tingkat kualitas *pulp* yang lebih baik dari proses semikimia dan ramah lingkungan.

Peradaban Mesir Kuno menyumbangkan papirus sebagai media tulis menulis. Penggunaan papirus sebagai media tulis menulis ini digunakan pada peradaban Mesir Kuno pada masa wangsa firaun kemudian menyebar ke seluruh Timur Tengah sampai Romawi di Laut Tengah dan menyebar ke seantero Eropa, meskipun penggunaan papirus masih dirasakan sangat mahal. Dari kata papirus (*papyrus*) itulah dikenal sebagai *paper* dalam bahasa Inggris, *papier* dalam bahasa Belanda, bahasa Jerman, bahasa Perancis misalnya atau *papel* dalam bahasa Spanyol yang berarti kertas. Cina menemukan proses yang baik dalam produksi *pulp* dan kertas dari bambu menjadi kertas dan berlanjut menjadi kertas yang seperti sekarang. Eropa mulai *manufacturing pulp* dan kertas pada abad ke 17. Kemudian menyebar ke Inggris dan Amerika (Shreve, 1984).

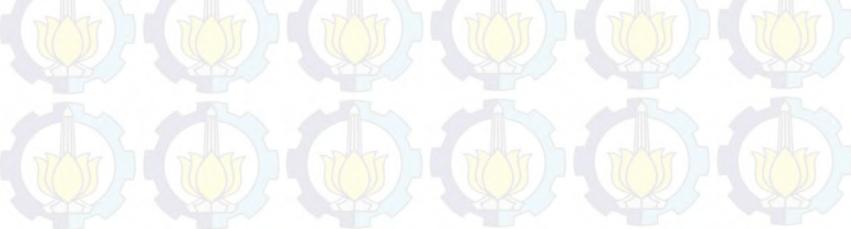
Pada tahun 1799, seorang Prancis bernama Nicholas Louis Robert menemukan proses untuk membuat lembaran-lembaran kertas dalam satu *wire screen* yang bergerak, dengan melalui perbaikan-perbaikan alat ini kini dikenal sebagai mesin Fourdrinier. Penemuan mesin silinder oleh John Dickinson di tahun 1809 telah menyebabkan meningkatnya penggunaan mesin Fourdrinier dalam pembuatan kertas-kertas tipis. Tahun 1826, *steam cylinder* untuk pertama kalinya digunakan dalam pengeringan dan pada tahun 1927 Amerika Serikat mulai menggunakan mesin Fourdrinier. Peningkatan produksi oleh



mesin Fourdrinier dan mesin silinder telah menyebabkan meningkatnya kebutuhan bahan baku kain bekas yang makin lama makin berkurang. Tahun 1814, Friedrich Gottlob Keller menemukan proses mekanik pembuatan *pulp* dari kayu, tapi kualitas kertas yang dihasilkan masih rendah. Sekitar tahun 1853-1854, Charles Watt dan Hugh Burgess mengembangkan pembuatan kertas dengan menggunakan proses soda. Tahun 1857, seorang kimiawan dari Amerika bernama Benjamin Chew Tilghman mendapatkan British Patent untuk proses sulfit. *Pulp* yang dihasilkan dari proses sulfit ini bagus dan siap diputihkan. Proses *kraft* dihasilkan dari eksperimen dasar oleh Carl Dahl pada tahun 1884 di Danzig. Proses ini biasa disebut proses sulfat, karena Na_2SO_4 digunakan sebagai bahan tambahan kimia untuk sisa larutan pemasak (Shreve, 1984).

I.1.2. Ketersediaan Bahan Baku

Indonesia adalah negara agraris yang beriklim tropis terbesar di dunia. Keadaan iklim yang mendukung menjadikan salah satu kelebihan dan keuntungan tersendiri bagi kehidupan hewan dan tumbuhan, sehingga beragam jenis tumbuhan dapat tumbuh di seluruh Indonesia. Salah satu keuntungan yang diperoleh adalah dari sektor pertanian. Sebagian besar masyarakat Indonesia menjadikan pertanian sebagai komoditi utama dalam usaha dan profesi. Dapat dilihat dari kebutuhan pangan dalam negeri sebagian besar terpenuhi dari sektor pertanian. Produktivitas pertanian tanaman pangan di Indonesia setiap tahunnya mengalami peningkatan.



**Tabel I.1** Data Luas Perkebunan Besar di Indonesia

Jenis Tanaman	Luas Perkebunan (ribu hektar)				
	2009	2010	2011	2012	2013
Karet	482,7	496,7	524,3	519,2	539,6
Kelapa	67,5	42,3	41,9	41,3	38,2
Kelapa sawit	4.888	5.161,6	5.349,8	5.995,7	6.170,7
Kopi	48,7	47,6	48,7	47,6	47,8
Kakao	95,3	92,2	94,3	81,1	84,7
Teh	74,2	66,3	67,3	65,3	66
Cengkeh	8,6	8,5	8,5	8,6	8,6
Kapuk	4,9	4,8	4,8	4,6	4,4

(Badan Pusat Statistik Indonesia, 2013).

Menurut Badan Pusat Statistik (2013), bahwa rata-rata jenis tanaman mengalami peningkatan luas area perkebunan setiap tahunnya. Luas perkebunan terbesar berdasarkan data diatas adalah terdapat pada jenis tanaman kelapa sawit. Secara otomatis, aktivitas produksi kelapa sawit setiap tahun juga mengalami peningkatan. Produk sampingan dari kelapa sawit adalah tandan kosong kelapa sawit. Dalam pengolahan tandan buah segar (TBS), menjadi minyak kelapa sawit (*crude palm oil*, CPO) dihasilkan limbah berupa tempurung, serabut, dan tandan kosong kelapa sawit (TKKS). Setiap pengolahan 1 ton TBS akan dihasilkan TKKS sebanyak 22-23 % TKKS atau sebanyak 220-230 kg TKKS (Purwantana, 2012).

Menurut Data Departemen Pertanian RI (2014), distribusi tanaman kelapa sawit di Indonesia dapat dijumpai di setiap pulau seperti Sumatera, Kalimantan, Sulawesi, dan Jawa. Pada tahun 2013, dari total luas perkebunan kelapa sawit sebesar 9,14 juta hektar, sekitar 65% berada di pulau Sumatera, disusul Kalimantan (31%), Sulawesi (3%), kemudian Jawa dan Papua di bawah 1 % (Nur, 2014).



Menurut Data Departemen Pertanian RI (2014), produktivitas perkebunan kelapa sawit Indonesia masih pada kisaran nilai 2,5-2,7 ton/hektar seperti yang disajikan pada **Tabel I.2**. Kondisi ini memerlukan perhatian tersendiri bagi pelaku usaha, terutama bagi petani yang sering mengalami kendala modal, kesenjangan pengetahuan, dan akses untuk mendapatkan sarana produksi pertanian (Nur, 2014).

Tabel I.2 Perkembangan Luas lahan, Produksi dan Produktivitas Kelapa Sawit Indonesia Tahun 2009-2013

Kelapa Sawit Indonesia	2009	2010	2011	2012	2013
Lahan (hektar)	7.873. 295	8.385. 395	8.920. 621	9.074. 621	9.149. 919
Produksi (ton)	19.324 .294	21.958 .120	23.096 .542	23.521 .071	24.431 .639
Produktivitas (ton/hektar)	2.454	2.619	2.568	2.592	2.667

(Data Departemen Pertanian RI, 2014).

I.1.3. Alasan Pendirian Pabrik

Menurut APKI (Asosiasi *Pulp* dan Kertas Indonesia), Indonesia berpotensi untuk menjadi tiga besar dalam industri *pulp* dan kertas di dunia, antara lain karena produksi *pulp* dan kertas di Tanah Air diuntungkan oleh berbagai kondisi alam dan geografis di khatulistiwa. Industri *pulp* dan kertas Indonesia menempati peringkat kesembilan dunia dilihat dari kapasitas produksi. Hingga 2011, kapasitas produksi industri *pulp* dan kertas Indonesia menguasai 3,6 % dari kapasitas produksi global.

Menurut APKI saat ini tercatat jumlah perusahaan *pulp* dan kertas di Indonesia sebanyak 14 industri *pulp* dan 79 industri kertas dengan kapasitas terpasang masing-masing 7,9 juta ton *pulp* per tahun dan 12,17 juta ton kertas per tahun yang mampu menghasilkan hampir seluruh jenis kertas, mulai dari kertas koran, *kraft liner* atau medium, kertas kantong semen, kertas pembungkus, kertas tisu dan kertas sigaret. Pabrik dengan

kapasitas besar pada umumnya merupakan pabrik baru dan modern yang jumlahnya tidak banyak, sedangkan pabrik dengan kapasitas kecil adalah pabrik-pabrik lama. Untuk menunjang potensi tersebut, maka perlu ada penambahan pabrik *pulp* dan kertas di Indonesia (ICN, 2011).

I.1.4. Kapasitas dan Lokasi Pabrik

I.1.4.1. Penentuan Kapasitas Produksi

Dalam pendirian suatu pabrik, analisa pasar untuk penentuan kapasitas pabrik adalah penting. Dengan kapasitas yang ada maka dapat ditentukan perhitungan neraca massa, neraca panas dan spesifikasi alat. Bahan baku yang digunakan oleh pabrik *pulp* ini adalah tandan kosong kelapa sawit (TKKS).

Berikut adalah beberapa faktor penting dalam perhitungan kapasitas pabrik yaitu:

- Ketersediaan bahan baku
- Jumlah ekspor *pulp* di Indonesia
- Jumlah impor *pulp* di Indonesia
- Jumlah kebutuhan / konsumsi *pulp* di Indonesia

Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik *pulp* dari TKKS (Tandan Kosong Kelapa Sawit) adalah kapasitas pabrik. Pabrik *pulp* dengan bahan baku TKKS ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2017 dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan impor, ekspor dan produksi.

Berikut ini adalah data impor, ekspor dan produksi *pulp* untuk tahun 2006-2010 :

Tabel 1.3 Data Impor, Ekspor dan Produksi *Pulp* di Indonesia

Tahun	Impor (ton/tahun)	Ekspor (ton/tahun)	Produksi (ton/tahun)
2006	3.488.558,9	2.251	280.872
2007	3.584.375,6	2.324	2.093.992
2008	4.078.868,8	2.691	2.114.658
2009	3.964.315,1	2.180	1.055.089
2010	4.214.114,2	2.387	1.076.276

(Badan Pusat Statistik Nasional Indonesia, 2010).



Data beberapa pabrik *pulp* di Indonesia disajikan pada **Tabel I.4** berikut ini :

Tabel I.4 Data Beberapa Pabrik *Pulp* di Indonesia

Nama Perusahaan	Kapasitas Propduksi (ton/tahun)	Lokasi
PT. Indah Kiat Pulp & Paper (mulai beroperasi pada tahun 1984)	767.050	Riau
PT. Riau Andalan <i>Pulp & Paper</i> (mulai beroperasi pada tahun 1995)	750.000	Riau
PT. Lontar Papyrus <i>Pulp & Paper Industry</i> (mulai beroperasi pada tahun 1994)	608.700	Sumatera Barat
PT. Tanjung Enim Lestari <i>Pulp & Paper</i> (mulai beroperasi pada tahun 1995)	450.000	Sumatera Selatan
PT. Toba <i>Pulp</i> Lestari (mulai beroperasi pada tahun 2003)	240.000	Sumatera Utara
PT. Kertas <i>Kraft</i> Aceh (mulai beroperasi pada tahun 1990)	142.000	Aceh
PT. Klambir Jaya (mulai beroperasi tahun 1992)	8000	Sumatera Utara
PT. Padalarang (mulai beroperasi pada tahun 1992)	2400	Padalarang

(APKI, 2012).

Berdasarkan hasil grafik yang diperoleh dari data **Tabel I.3**, maka perkiraan volume kebutuhan impor, ekspor dan produksi *pulp* (dalam ton) pada tahun 2017 dapat dihitung. Berikut persamaan yang digunakan :

Konversi impor, produksi, dan ekspor *pulp* pada tahun 2017 adalah:

- Produksi : 3.530.000 ton/tahun
- Impor : 5.600.000 ton/tahun
- Ekspor : 2.400 ton/tahun

$$\begin{aligned} \text{Maka perkiraan kebutuhan } & \text{pulp pada tahun 2017} = [(\text{Produksi} + \\ & \text{Impor}) - \text{Ekspor}]_{2017} = [(3.530.000 + 5.600.000) - 2.400] \\ & = 9.127.600 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dengan asumsi adanya pabrik *pulp* lain yang masih beroperasi dan jumlah bahan baku yang tersedia, maka kapasitas pabrik baru yang akan beroperasi adalah 1 % dari total kebutuhan konsumsi *pulp* di tahun 2017.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pabrik} & = (1 \% \times 9.127.600 \text{ ton/tahun}) \\ & = 91.276 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas yang ditentukan} & = 90.000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Maka, kapasitas pabrik yang akan dibangun tahun 2017 yaitu 90.000 ton/tahun = 300 ton/hari dengan masa kerja 300 hari.

1.1.4.2. Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi pendirian pabrik *pulp* dari tandan kosong kelapa sawit di pilih di daerah Riau, Sumatera. Pertimbangannya dijelaskan sebagai berikut :

1. Ditinjau dari lokasi sumber bahan baku lokasi ini dipilih karena berdekatan dengan sumber bahan baku (Tandan Kosong Kelapa Sawit).



Tabel I.5 Perkembangan Perkebunan Kelapa Sawit di Setiap Pulau Pada Tahun 2009-2013

Nama Pulau	Luas Perkebunan (hektar)			
	2010	2011	2012	2013
Sumatera	5.641.367	5.867.176	5.913.5685	5.956.955
Kalimantan	2.462.207	2.782.929	2.814.782	2.843.765
Jawa	28.057	25.687	26.112	26.445
Sulawesi	196.302	257.955	260.588	262.799
Papua	57.462	59.077	59.554	59.955
Luas Total	8.385.395	9.074.621	9.074.621	9.149.919

(Data Departemen Pertanian RI, 2014)

Tabel I.6 Produksi Perkebunan Kelapa Sawit di Pulau Sumatera Tahun 2012-2013

Provinsi	Produksi Kelapa Sawit (ribu ton)	
	2012	2013
Aceh	654,8	677
Sumatera Utara	3.975,4	4.147,7
Sumatera Barat	930,1	960,4
Riau	6.384,5	6.499,8
Jambi	1.718,3	1.760,4
Sumatera Selatan	2.492,9	2.552,4
Bengkulu	802	825,8
Lampung	433,8	459,7
Kepulauan Bangka Belitung	504,6	522,1
Kepulauan Riau	37,2	38,5

(Badan Pusat Statistik nasional Indonesia, 2013).

Berdasarkan data perkembangan distribusi perkebunan kelapa sawit di setiap pulau yang disajikan pada **Tabel I.5**, tampak bahwa pulau Sumatera telah mencapai puncak pertumbuhan, kemudian beralih ke pulau Kalimantan dan Sulawesi. Sementara itu untuk pulau Jawa tidak mampu lagi

dikembangkan untuk perkebunan sawit karena bersaing dengan kebutuhan lain dalam penggunaan lahan. Potensi lahan yang belum tersentuh adalah pulau Papua, mungkin banyak pertimbangan teknis, sosial, dan jarak yang jauh mengakibatkan pulau tersebut belum dikerjakan secara optimum.

Perkembangan luas dan produksi perkebunan kelapa sawit menyebar di 22 Provinsi di 4 pulau seperti Sumatera, Kalimantan, Sulawesi dan Papua. Berdasarkan **Tabel I.6**, Provinsi Riau menempati urutan tertinggi dalam produksi kelapa sawit, kemudian disusul, Sumatera Utara dan Sumatera Selatan. Tujuh provinsi yang tidak memiliki lahan perkebunan Sawit adalah DKI Jakarta, Jawa Tengah, Yogyakarta, Jawa Timur, Bali, Nusa Tenggara Barat, dan Nusa Tenggara Timur.

Pertimbangan utama dalam menentukan lokasi pabrik *pulp* adalah kemudahan dalam memperoleh bahan baku. Dalam hal ini, Riau merupakan penghasil kelapa sawit terbesar pertama di Indonesia yaitu memiliki jumlah produksi kelapa sawit sebesar 6499.8 ton/tahun dari data badan pusat statistika (BPS,2013). Dengan demikian kebutuhan tandan kosong kelapa sawit sebagai bahan baku *pulp* dapat terpenuhi.

2. Alat angkutan (transportasi)

Transportasi dapat optimal ditinjau dari segi biaya dan angkut yang ditempuh.

3. Buruh dan tingkat upahnya

Diharapkan dapat diperoleh tenaga kerja terampil dan terlatih dengan gaji tinggi.

4. Penyedian Utilitas

Sarana-sarana pendukung seperti tersedianya air, listrik, dan sarana lainnya juga harus diperhatikan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik. Sumber air dan untuk penyediaan listrik dapat dilakukan dengan sistem turbin dengan steam boiler atau dengan menyuplai dari PLN di Riau.



I.2. Dasar Teori

I.2.1. Pulp

Kertas merupakan bahan yang tipis dan rata, yang dihasilkan dengan kompresi serat yang berasal dari *pulp*. Serat yang digunakan biasanya adalah alami, dan mengandung selulosa dan hemiselulosa.

Tabel I.7 Analisa Kimia Beberapa Bahan Baku Pulp

Parameter	Non-Kayu				Kayu Jarum (<i>Pinus</i> <i>Merkussi</i>)
	TKKS	Ampas Tebu	Rami	Jerami	
SiO ₂ (%)	0,70	3,01	7,87	21,26	-
Abu (%)	4,08	3,82	7,97	23,75	0,47
Lignin (%)	18,80	22,09	23,45	12,94	27,90
Holoselulosa	67,88	-	65,85	-	-
A-Selulosa	-	37,66	41,90	37,66	45,59
Sari (%)	23,40	1,81	2,51	1,81	5,00
Pentosan (%)		27,97	12,29	19,79	11,94
Kelarutan dalam :					
• Air Dingin (%)	-	0,96	7,39	8,68	1,25
• Air Panas (%)	8,56	3,32	7,55	12,82	3,08
• 1% NaOH (%)	29,72	37,07	35,85	34,66	13,93

(Junaedi, 2011).

I.2.2. Kelapa Sawit

Tanaman kelapa sawit diklasifikasikan sebagai berikut:

Divisi	: <i>Spermatophyta</i>
Subdivisi	: <i>Angiospermae</i>
Kelas	: <i>Monocotyledonae</i>
Ordo	: <i>Palmales</i>
Famili	: <i>Palmaceae</i>
Genus	: <i>Elaeis</i>
Spesies	: <i>Elaeis guineensis</i> <i>Elaeis odora</i> (tidak ditanam di Indonesia) <i>Elaeis melanococca</i> (<i>Elaeis oleivera</i>)

Varietas : *Elaeis gueneensis dura*
Elaeis gueneensis tenera
Elaeis gueneensis pisifera
(Sastrosayono, 2003).



Gambar I.1 Pohon Kelapa Sawit

Kegunaan produk sawit untuk makanan dapat dijumpai sesudah CPO (*Crude Palm Oil*) diproses di pabrik pengolahan (*refinery*). CPO menjadi aneka produk seperti minyak goreng, margarin, pengganti lemak kakao (*cacao butter substitute*), minyak salad. Demikian juga untuk kesehatan, produk sawit dapat menghasilkan sabun, dan beragam produk turunan lemak sawit menjadi *fattyalkohol*, dan lain-lain. Kegunaan produk perkebunan kelapa sawit untuk bahan baku energi dapat diperoleh dengan memanfaatkan semua produk yang tidak digunakan untuk makanan dan kesehatan. Berdasarkan data dari Departemen Pertanian RI (2014), maka dapat diperoleh bahan baku energi seperti pelepah, tempurung (*cangkang sawit*), sabut, batang pohon, tandan kosong, dan limbah cairnya (Nur, 2014).



Grafik I.1 Presentase Produk Limbah Sawit terhadap Tandan Buah Segar (Basis Kering)
(Data Departemen Pertanian RI, 2014).

I.2.3. Tandan Kosong Kelapa Sawit



Gambar I.2 Tandan Kosong Kelapa Sawit

Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) diperoleh setelah tandan buah segar (TBS) dimasak pada tabung bertekanan untuk mendapatkan minyak dalam sebuah proses yang disebut sterilisasi. TKKS ini umumnya dibuang dekat pabrik pengolah sawit dan dibiarkan terurai secara alami atau digunakan sebagai bahan pembakaran boiler atau dibakar langsung menjadi abu dan

digunakan sebagai sumber pupuk Kaltim.Untuk setiap ton TBS diperoleh 230 kg TKKS.

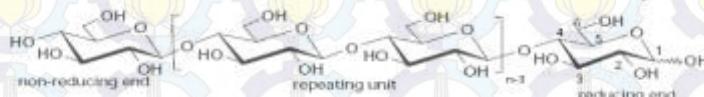
I.2.4. Selulosa

Selulosa merupakan struktur dasar sel-sel tanaman, oleh karena itu merupakan bahan alam yang paling penting dibuat oleh organisme hidup. Selulosa terdapat pada semua rumput-laut, flagelata dan bakteria. Didalam kayu, selulosa tidak hanya disertai dengan poliosia dan lignin, tetapi juga terikat erat dengannya, dan pemisahannya memerlukan perlakuan kimia yang intensif. Selulosa merupakan bahan dasar dari banyak produk teknologi (kertas, film, serat, aditif dan sebagainya) dan karena dari banyak produk dari kayu dengan proses pembuatan *pulp* dalam skala besar. Dengan menggunakan berbagai bahan kimia dalam pembutantan *pulp*, pada keadaan asam, netral atau alkali, dan tekanan diperoleh *pulp* dengan sifat-sifat yang berbeda. Untuk tujuan *pulp* harus dimurnikan dengan proses tambahan pengelantangan. Selulosa dapat larut dalam asam pekat. Proses pelarutan selulosa dimulai dengan degradasi struktur serat dan fibril dan akan menhasilkan disintegrasi yang sempurna menjadi molekul-molekul individual dengan panjang rantai yang tidak berubah. Degradasi struktur supramolekul terjadi dengan pembengkakan yang kuat dalam ketebalannya pada saat pelarutan serat selulosa dalam kompleks logam, sedangkan dalam pelarut tak berair yang mengandung amina dan pelarut organik polar, proses pelarutan berlangsung perlahan-lahan dimulai pada permukaan serat (D. Fengel dan G. Wegener,1995).

Selulosa merupakan konstituen utama kayu. kira-kira 40-45% bahan kering dalam kebanyakan spesies kayu adalah selulosa, terutama terdapat dalam dinding sel sekunder. Sifat penting pada selulosa yang perlu dipertimbangkan untuk pembuatan kertas yaitu :



1. Gugus aktif alkohol (dapat mengalami oksidasi)
2. Derajat polimerisasi (serat menjadi panjang). Makin panjang serat, kertas makin kuat dan tahan terhadap degradasi (panas, kimia dan biologi).



Gambar I.3 Struktur Selulosa

(Sixta, 2006).

Selulosa dapat dibedakan menjadi:

a. α selulosa

Selulosa untuk jenis ini tidak dapat larut dalam larutan NaOH dengan kadar 17,5% pada suhu 200 °C dan merupakan bentuk sesungguhnya yang telah dikenal sebagai selulosa.

b. β selulosa

Jenis dari selulosa ini mudah larut dalam larutan NaOH yang mempunyai kadar 17,5% pada suhu 200 °C dan akan mengendap bila larutan tersebut berubah menjadi larutan yang memiliki suasana asam.

c. γ selulosa

Untuk selulosa jenis ini mudah larut dalam larutan NaOH yang mempunyai kadar 17,5% pada suhu 200 °C dan tidak akan terbentuk endapan setelah larutan tersebut dinetralkan. Alpha selulosa sangat menentukan sifat tahanan kertas, semakin banyak kadar alpha selulosanya menunjukkan semakin tahan lama kertas tersebut dan memiliki sifat hidrofilik yang lebih besar pada gamma dan beta selulosa daripada alpha selulosanya (Solechudin dan Wibisono, 2002).

Sifat-sifat selulosa :

Sifat-sifat selulosa terdiri dari sifat fisika dan sifat kimia. Selulosa dengan rantai panjang mempunyai sifat fisik yang lebih kuat, lebih tahan lama terhadap degradasi yang disebabkan oleh pengaruh panas, bahan kimia maupun pengaruh biologis. Sifat

fisika dari selulosa yang penting adalah panjang, lebar dan tebal molekulnya. Sifat fisik lain dari selulosa adalah:

1. Dapat terdegradasi oleh hidrolisa, oksidasi, fotokimia maupun secara mekanis sehingga berat molekulnya menurun.
2. Tidak larut dalam air maupun pelarut organik, tetapi sebagian larut dalam larutan alkali.
3. Dalam keadaan kering, selulosa bersifat higroskopis, keras dan rapuh. Bila selulosa cukup banyak mengandung air maka akan bersifat lunak. Jadi fungsi air disini adalah sebagai pelunak.
4. Selulosa dalam kristal mempunyai kekuatan lebih baik jika dibandingkan dengan bentuk amorfnya.

Proses pembuatan *pulp* adalah contoh perlakuan fisik dan kimia yang mempunyai tujuan untuk memisahkan selulosa dari kandungan impuritisnya. Pemisahan dilakukan pada kondisi yang optimum untuk mencegah terjadinya degradasi terhadap selulosa. Kesulitan yang dihadapi dalam proses pemisahan ini disebabkan oleh:

- Berat molekul tinggi.
 - Kesamaan sifat antara komponen impuritis dengan selulosa itu sendiri.
 - Kristalinitas yang tinggi.
 - Ikatan fisika dan kimia yang kuat
- (D. Fengel dan G. Wegener, 1995).

I.2.5. Hemiselulosa

Disamping selulosa dalam kayu maupun dalam jaringan tanaman yang lain tedapat sejumlah polisakarida yang disebut dengan poliosa atau hemiselulosa. Poliosa (hemiselulosa) berbeda dengan selulosa karena komposisi berbagai unit gula, karena rantai molekul yang lebih pendek, dan karena percabangan rantai molekul. Unit gula (gula anhidro) yang membentuk poliosa dapat dibagi menjadi kelompok seperti pentosa, heksosa, asam heksronat, dan deoksi-heksos. Rantai utama poliosa dapat terdiri hanya atas satu (homopolimer), misal xilan, atau terdiri atas dua unit atau lebih (heteropolimer), misal glukomannan. Klasifikasi



klasik hemiselulosa adalah menjadi heksosa, pentosan dan poliuronida. Bagan klasifikasi yang didasarkan pada sifat-sifat yang dikaitkan dengan pemisahan dari selulosa diusulkan oleh Stewart (1954). Poliosa yang dapat diekstraksi dari holoselulosa disebut glikosan non-selulosa, sedangkan disebut glikosan selulosa, dan dibagi menjadi selulosa dan glikosan selulosa, dan dibagi menjadi selulosa dan glikosan selulosa non-glukosa. Klasifikasi menurut komponen utama masing-masing poliosa telah terbukti berguna selama bertahun-taun. Dalam sistem ini poliosa diklasifikasikan sebagai xilan, manan, glaktan, dan sebagainya (D. Fengel dan G. Wegener, 1995)

Hemiselulosa sangat dekat asosiasinya dengan selulosa dalam dinding sel. Lima gula netral yaitu D-xilosa, D-mannosa, D-glukosa, D-galaktosa dan L-arabinosa merupakan konstituen utama penyusun hemiselulosa mengandung senyawa tambahan asam uronat. Secara struktural, hemiselulosa mempunyai sifat reaksi yang sama dengan selulosa tapi hemiselulosa terdiri dari komponen-komponen polisakarida yang bukan selulosa. Hemiselulosa akan mengalami reaksi oksidasi dan degradasi terlebih dahulu daripada selulosa, karena rantai molekul hemiselulosa lebih pendek dan bercabang.

Hemiselulosa tidak larut dalam air tapi larut dalam larutan alkali encer dan lebih mudah dihidrolisa oleh asam daripada selulosa. Sifat hemiselulosa yang hidrofilik banyak mempengaruhi sifat fisik *pulp* dan kertas. Hemiselulosa berfungsi sebagai perekat dan dapat mempercepat terjadinya fibrasi (pembentukan serat). Sifat inilah yang memperkuat kekuatan fisik lembaran *pulp* kertas dan menurunkan waktu serta daya operasi penggilingan (*beating*) (D. Fengel dan G. Wegener, 1995).

Hilangnya hemiselulosa akan mengakibatkan adanya lubang diantara fibril dan berkurangnya ikatan antar serat, namun kadar hemiselulosanya yang terlalu tinggi akan menyebabkan kertas tembus cahaya, kaku dan rapuh (Solechudin dan Wibisono, 2002).

I.2.6. Lignin

Lignin merupakan komponen kimia dan morfologi yang karakteristik dari jaringan tumbuhan tinggi seperti pteridofita dan spermatofita (*gimnosperm* dan *angiosperm*), dimana ia terdapat jaringan vaskuler yang khusus untuk pengangkutan cairan dan kekuatan mekanik . Jumlah lignin yang tedapat pada tumbuhan berbeda-beda sangat bervariasi. Meskipun spesies kayu kandungan lignin berkisar antara 20-40 %. *Angiosperm* akuatik dan herba maupun banyak monokotil (misal spesies ekor kuda) kurang mengandung lignin. Disamping itu, distribusi lignin didalam dinding sel dan kandungan lignin bagian pohon yang berbeda tidak sama, Sebagai contoh kandungan lignin yang tinggi adalah khas untuk bagian batang yang paling rendah, paling tinggi dan paling dalam, untuk cabang kayu lunka, kulit dan kayu tekan (D. Fengel dan G. Wegener, 1995).

Lignin adalah bagian dari tumbuhan yang terdapat dalam lamelar tengah dan dinding sel berfungsi sebagai perekat antar sel, sehingga lignin tidak dikehendaki dalam proses pembuatan *pulp*. Lignin adalah polimer kompleks dan bersifat amorf karena sifat amorphnya maka lignin sulit diketahui secara pasti sifat fisik dan bentuk molekulnya.

Reaksi yang dapat terjadi dengan lignin adalah reaksi neutralisasi, oksidasi, reduksi, halogenasi, hidrolisa, dan sulfonasi. Reaksi sulfonasi, oksidasi dan halogenasi sangat berpengaruh terhadap sifat kimia *pulp* dan kertas. Lignin sangat peka terhadap oksidasi dan dapat terurai menjadi asam-asam aromatik seperti benzoat. Pada kondisi tertentu lignin dapat teroksidasi menjadi asam format, asetat, oksalat dan suksinat. Pada pembuatan *pulp* dengan proses soda akan dihasilkan lignin terlarut, sedangkan pada proses sulfat, sulfur masuk ke dalam molekul lignin dan membentuk *tio-lignin* terlarut. Bila lignin berdifusi dengan larutan alkali, maka akan terjadi pelepasan gugus metoksil yang membuat lignin lebih mudah larut dalam alkali.

Reaksi dengan senyawa-senyawa tertentu banyak dimanfaatkan dalam proses-proses pembuatan *pulp* dimana lignin



yang terbentuk dapat dipisahkan, sedangkan reaksi oksidasi terhadap lignin banyak dipergunakan dalam proses pemutihan. Lignin dapat mengurangi daya pengembangan serat serta ikatan antar serat

(D. Fengel dan G. Wegener, 1995).

Pulp dan kertas akan mempunyai sifat fisik atau kekuatan yang baik jika mengandung sedikit lignin karena lignin bersifat menolak air (*hydrophobic*) dan kaku sehingga menyulitkan dalam proses penggilingan. Lignin juga mempunyai gugus pembawa warna (gugus kromofor) yang akan bereaksi dengan larutan pemasak pada digester sehingga menyebabkan warna *pulp* yang dihasilkan akan menjadi gelap. Banyaknya lignin juga berpengaruh pada komsumsi bahan kimia dalam pemasakan dan pemutihan (Solechudin dan Wibisono, 2002).

Gambar 1.4 Struktur Lignin

I.3. Kegunaan *Pulp*

Kegunaan *pulp* secara umum adalah sebagai berikut :

- Bahan baku kertas tulis
 - Bahan baku kertas cetak B
 - Bahan baku karton
 - Bahan baku karton gelombang
 - Bahan baku kertas high grade
- (Andre, 2010).

I.4. Sifat Fisika dan Kimia

I.4.1. Bahan Baku Utama

I.4.1.1. Tandan Kosong Kelapa Sawit

- Sifat Fisika

Parameter	Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS)	
	Bagian pangkal	Bagian ujung
Panjang Serat (mm)	1,20	0,76
Diameter Serat (μm)	15,0	114,34
Tebal dinding (μm)	3,49	3,68
Kadar serat (%)	72,67	62,47
Kadar non serat (%)	27,33	37,53

(Darnoko, dkk, 1995).





- Sifat Kimia

Komponen Kimia	Komposisi (%)
Lignin	22,23
Ekstraktif	6,47
Hemiselulosa	26,69
α -selulosa	37,76
Holoselulosa	65,45
Selulosa	38,76
Abu	6,59
Kelarutan dalam :	
1 % NaOH	29,96
Air Dingin	13,89
Air Panas	16,17

(Darnoko, dkk, 1995).

I.4.2. Bahan Baku Pendukung

I.4.2.1. CH₃COOH (Asam Asetat)

- Sifat Fisika

Parameter	Keterangan
Auto ignition temperature	463 °C (865,4 °F)
Flash point	Close Cup: 39 °C (102,2 °F) Open Cup: 43 °C (109,4 °F)
Sifat fisik dan penampilan	Cair
Berat molekul	60,5 g/mol
Titik didih	118,1 °C (244,6 °F)
Titik leleh	16,6 °C (61,9 °F)
Temperatur kritis	321,67 °C (611 °F)
Specific gravity	1,049 (air = 1)
Tekanan uap	1.5 kPa (T = 20 °C)
Densitas uap	2.07 (Air = 1)

(MSDS, 2013).





- Sifat Kimia

Parameter	Keterangan
Kelarutan	larut pada air dingin, air panas, larut dalam <i>diethyl ether, acetone. Miscible with Glycerol, alcohol, Benzene, Carbon Tetrachloride.</i> Tidak larut dalam <i>Carbon Disulfide.</i>
Stabilitas	Produk stabil
Korosivitas	Korosivitas tinggi pada bahan <i>stainless steel</i> (304), mudah korosi pada aluminium dari <i>cooper</i> , tidak korosi pada <i>stainless steel</i> (316).

(MSDS, 2013).

I.4.2.2. H₂O₂ (Hidrogen Peroksida)

- Sifat Fisika

Parameter	Keterangan
Berat Molekul	34 gr/mol
Bentuk	Cair
Melting Point (°C)	-0,41
Titik Didih (°C)	150
Densitas (25 °C, gr/ml)	1,4425
Viscositas (20 °C, Cp)	1,245
Panas Pembentukan (J/g)	367,52
Kapasitas Panas (25 °C, J/g.K)	2,628
Konstanta Disosiasi (20 °C)	1,78 x 10 ⁻¹²
Konduktivitas Termal (25 °C, Ω cm ⁻¹)	4 x 10 ⁻⁷

- Sifat Kimia

- H₂O₂ dapat mereduksi senyawa logam (II) peroksida

$$M(OH)_2 + H_2O_2 \rightarrow M O_2 + 2H_2O$$
- Dapat terdekomposisi membentuk air dan O₂

$$H_2O_2 \rightarrow H_2O + O_2$$
- H₂O₂ pekat dapat bereaksi dengan hidrasin hidrat membentuk nitogen dan air disertai ledakan



- H_2O_2 dapat mereduksi senyawa oksida



(Kirk & Othmer, 2000).

Hidrogen peroksida termasuk zat oksidator yang bisa digunakan sebagai pemutih *pulp* yang ramah lingkungan. Di samping itu, hidrogen peroksida juga mempunyai beberapa kelebihan antara lain *pulp* yang diputihkan mempunyai ketahanan yang tinggi serta penurunan kekuatan serat sangat kecil. Pada kondisi asam, hidrogen peroksida sangat stabil, pada kondisi basa mudah terurai. Peruraian hidrogen peroksida juga dipercepat oleh naiknya suhu. Zat reaktif dalam sistem pemutihan dengan hidrogen peroksida dalam suasana basa adalah *perhydroxyl anion* (HO^\bullet) (Dence and Reeve, 1996).

I.4.2.3. $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (Sodium Dithionite)

- Sifat Fisika

Parameter	Keterangan
<i>Auto ignition temperature</i>	>80 °C (>176 °F)
Warna	Putih
Sifat fisik dan penampilan	Padat (Crystalline Powder)
Kelarutan dalam air	25 gr/100 ml (20 °C)
Titik leleh	55°C (131 °F)
Berat Molekul	174.1g/mol
Densitas	1.4

- Sifat Kimia

Parameter	Keterangan
Kestabilan	Stabil di bawah suhu normal dan tekanan
Kondisi yang dihindari	Sumber api, paparan udara, kelembaban, kelebihan panas
Penguraian produk	Karbon monoksida, oksida belerang, karbon dioksida

(MSDS, 2009)



I.4.3. Produk

I.4.3.1. Produk Utama (*Pulp*)

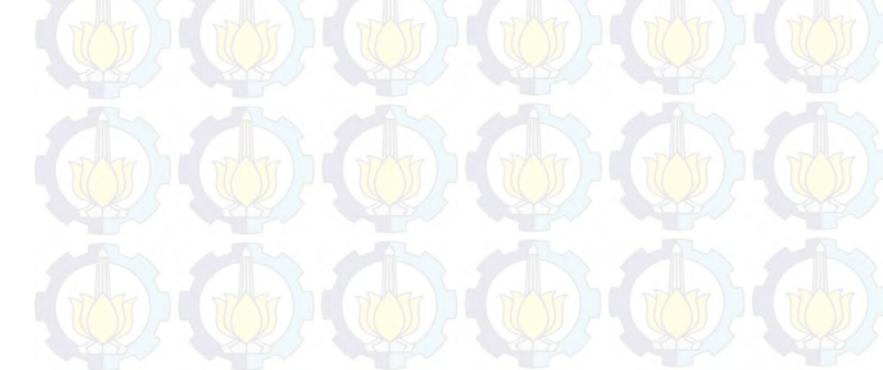
- Adapun beberapa sifat *pulp* secara umum, yaitu:

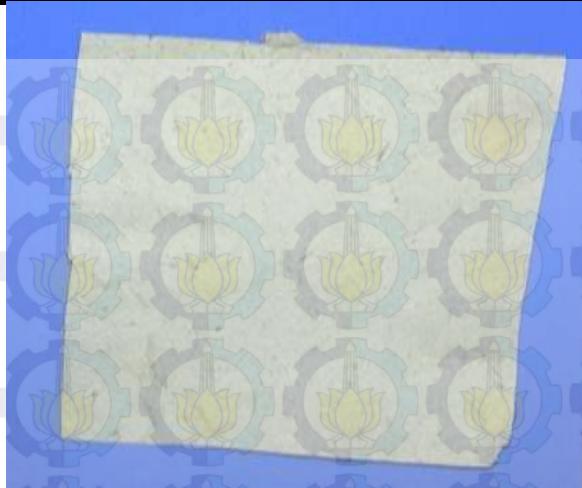
Parameter	Keterangan
Wujud	Padatan
Bentuk	Lembaran
Warna	Putih
Rumus Molekul	$[C_6H_{10}O_2(OH)_3]_x$
Spesifik Gravity	1,52 gr/cm ³
Panas Pembakaran	17,46 joule/gr
Panas Kristalisasi	18,7-21,8 kj/mol
Panas Spesifik	1,0-1,21 joule/gr K

- Sifat kekuatan *pulp* dengan larutan pemasak asam asetat 85 %

Parameter	Keterangan
Yield	48,1
Suhu	170 °C
Densitas	0,717 g/cc
Tensile	59,1 psi
Stretch	2,60 %
Tear factor	87,57

(Raymond A. Young dan Masood Akhtar, 1998).





Gambar I.5 Serat Pulp Tandan Kosong Kelapa Sawit

I.4.3.2. Produk Samping (*Black Liquor*)

Secara Umum komposisi bahan kimia yang terkandung dalam *Black Liquor* adalah NaOH , Na_2S , Na_2CO_3 , Na_2SO_3 , Na_2SO_4 , dan $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ (Thomas M, 1989) dan juga masih mengandung bahan total belerang tereduksi (TRS) yang tidak menguap. *Black Liquor* sangat berperan penting dalam industri *pulp*, karena dapat didaur ulang menjadi lindi hijau dimana pada *recovery boiler* diasup oleh natrium sulfat (Na_2SO_4) agar kekurangan SO_4^{2-} pada digester dapat dipenuhi pada *green liquor* mengalami proses caustisasi menjadi lindi putih.



Halaman ini sengaja dikosongkan



BAB II **MACAM DAN URAIAN PROSES**

II.1. Macam Proses

Pembuatan *pulp* bertujuan untuk memisahkan bahan serat dengan bahan lain seperti lignin yang tidak diinginkan dalam proses pembuatan kertas. *Pulp* dapat dihasilkan dari serabut *cellulose* dan digunakan dalam industri kertas dan *cellulose* lain juga derivat-derivatnya, misalnya: rayon *viscos*, *cellulose* nitrat, *cellulose* asetat dan *carboxymethyl cellulose*. Proses pembuatan *pulp* ada tiga macam, yaitu : proses mekanis, semi kimia dan kimia (Casey,1980).

II.1.1. Proses Mekanis

Proses mekanis digunakan untuk pengolahan bahan baku kayu. Pelepasan serat-serat yang dilakukan dengan cara mekanis dengan cara pengeringan dan penggerusan. Bahan baku pada proses ini biasanya kayu yang berserat panjang. Tidak digunakan bahan kimia, sedang *yield* yang didapat sekitar 95 % (Casey, 1980).

Beberapa cara pembuatan *pulp* secara mekanis adalah:

II.1.1.1. Stone grounwood (SGW)



Gambar II.1 Diagram Alir Stone Ground Wood (SGW)

Proses ini menggunakan batu gerinda untuk menguraikan bahan baku. Kayu gelondongan yang tidak berkulit (panjang 60-120 cm, terutama kayu lunak, namun tidak keras) ditekan pada sisi yang panjang sejajar dengan batu asah yang berputar, sedangkan air disemprotkan pada bagian yang mengasah. Gesekan dapat menaikkan suhu dalam daerah pengasahan hingga 150-190 °C dan dapat melenturkan komponen lignin kayu. Serat-serat yang tersobek dari permukaan kayu dan diangkat ke arah rongga-rongga pengasah. Teori yang pasti apa yang terjadi dalam



pengasahan belum diketahui, tetapi umumnya diterima bahwa prosedur meliputi pelepasan serat permukaan kayu oleh kekasaran batu asah dan sekaligus menggiling serat-serat menjadi unit-unit kecil rendemen yang diperoleh antara 93-98 %. Kekuatan dan derajat putih *pulp* yang dihasilkan rendah. Energi dan air yang diperlukan cukup banyak (Casey, 1980).

II.1.1.2. Refiner Mechanical Pulping (RMP)



Gambar II.2 Diagram Alir Refiner Mechanical Pulping (RMP)

Proses ini menggunakan penggilingan cakram (*disk refiner*) untuk menguraikan bahan baku *pulp*. Bahan baku utamanya adalah kayu jarum. Pada umumnya untuk semua proses penggilingan mekanik terdapat dua operasi dasar yang dilakukan selama penggilingan: pelepasan kayu menjadi serat-serat tunggal dan berkas serat, dan fibrilasi yang meliputi pengubahan serat-serat menjadi unsur-unsur *fibriler*. Karena kualitas dan sifat-sifat *pulp* mekanik terutama tergantung pada sifat serat, maka jumlah tahapan penggilingan dan terutama rancang bangun penggiling sangat penting. Pada dasarnya penggilingan *pulp* mekanik dapat dilakukan dalam satu (proses tahap-tunggal), dua, tiga atau empat tahap (proses tahap ganda), dengan kecenderungan ke penggilingan dua tahap. Hal ini disebabkan karena keuntungan dalam bahan baku kayu dan pemakaian energi. Pada saat ini tahap pertama kebanyakan menggunakan tekanan sedangkan tahap-tahap berikutnya dilakukan di bawah kondisi tekanan atmosfer (Casey, 1980).

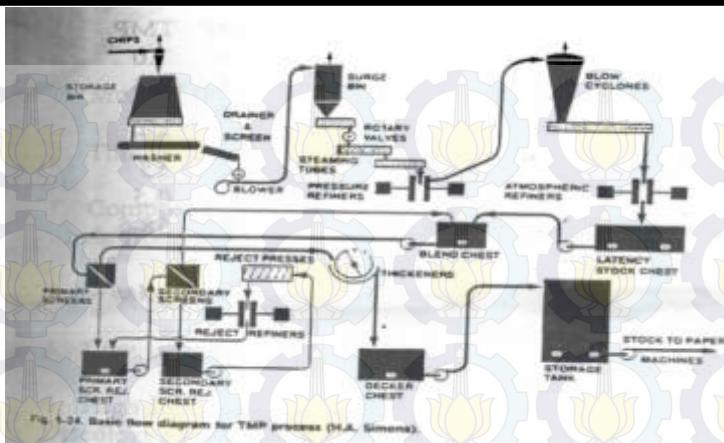
Ada dua jenis tipe dasar refiner yang digunakan untuk proses ini, yaitu *single-disc refiner* dan *double-disc* refiner. Pengaturan posisi cakram refiner, pola cakram, konsistensi *inlet pulp* dan energi spesifik yang diberikan pada serpih, merupakan faktor-faktor yang penting yang berpengaruh terhadap kualitas *pulp* yang dihasilkan. Proses ini juga menggunakan

serbuk gergaji (*saw dust*) atau kayu-kayu berkualitas rendah (Casey, 1980).

II.1.1.3. *Termo Mechanical Pulping* (TMP)

Proses ini mirip dengan proses *Refiner Mechanical Pulping*, yaitu menggunakan penggilingan cakram untuk menghasilkan bahan baku. Namun ada perbedaan utama yang membedakan kedua proses tersebut, yaitu pada proses *Termo Mechanical Pulping (TMP)*, serpih mendapat perlakuan suhu dan tekanan tinggi sebelum masuk ke dalam penggilingan cakram. Proses dasar meliputi *impregnasi* dan langkah pemanasan pendahuluan terhadap serpih kayu yang dicuci dengan uap jenuh dibawah tekanan. Kemudian serpih-serpih yang diperlakukan awal ini dimasukkan ke dalam penggilingan cakram untuk pelepasan serat pada suhu dan tekanan yang kira-kira sama seperti dalam tahap pemanasan pendahuluan. Tahap penggilingan kedua biasanya dilakukan pada tekanan atmosfer. Oleh karena itu bahan yang telah dilepas seratnya telah terekspansi ke dalam suatu siklon dimana uap dihilangkan dan digiling dalam satu atau dua tahap untuk memperoleh derajat giling yang diinginkan. Bahan-bahan yang tidak lolos dari penggilingan dan penyaringan disatukan dan didaur ulang dengan langkah penggilingan atau digiling secara terpisah.

Pemberian suhu tinggi tersebut mengakibatkan pelunakan komponen lignin dan penghilangan komponen yang mudah larut dalam air dan komponen yang mudah menguap. Rendemen yang diperoleh pada proses ini lebih rendah dibandingkan dengan proses mekanis biasa, namun memiliki sifat fisik yang lebih kuat (Biermann, 1996).



Gambar II.3 Diagram Alir TermoMechanical pulping

II.1.1.4. Chemi Mechanical Pulping (CMP)

Proses *Chemi Mecahanical Pulp* adalah perkembangan dari refiner *mechanical pulp* yang diperlakukan dengan bahan kimia pada temperatur ruangan. Bahan kimia yang paling sering digunakan adalah sodium sulfit, NaOH, Na₂CO₃ dan sodium peroksida dalam bentuk tunggal ataupun dalam campuran. Hanya 2-6 % bahan kimia yang digunakan dari berat kayu, dan sampai 50 % bahan kimia yang ditambahkan bereaksi dengan *pulp* tanpa mlarutkan selulosa kayu. *Yield* tidak boleh dibawah 90% jika yang dibutuhkan adalah kualitas *pulp* yang bagus. Beberapa jenis kayu keras, yang tidak cocok diproses dengan SGW atau TMP, sangat cocok menggunakan proses ini yang saat ini sangat mungkin untuk menghindari hilangnya bahan baku saat proses produksi. Perlakuan yang berlebihan pada permukaan kepingan kayu akan menurunkan kualitas. Meskipun proses ini sederhana seperti pada proses RMP, perhatian yang lebih tetap diperlukan pada proses pengontrolan (United Nations Industrial Development Organization, 1979).

II.1.1.5. Chemi Thermo Mechanical Pulping (CTMP)

Alkali peroksida (NaOH/H₂O₂) H₂O₂



Gambar II.4 Diagram Alir *Chemi Thermo Mechanical Pulping*

Dalam suatu proses kimia-mekanika yang digambarkan belum lama ini digunakan serpih-serpih yang dihancurkan untuk menaikkan efisiensi impregnasi. Cairan impregnasi alkali peroksida (NaOH atau H₂O₂) diberikan pada suhu 40-60 °C pada tekanan atmosfer selama 1,5-2 jam sebelum penggilingan konsistensi rendah (5 %). *Pulp-pulp* cerah (derajat putih 70 %) rendeman tinggi (86-93 %) dihasilkan dari campuran kayu keras perancis yang mengandung 50 % kayu *oak*, 25 % *beech* dan 25 % *birch*. Perlakuan dengan hidrogen peroksida juga dilakukan dalam tahap penggilingan sedang delignifikasi oleh asam parasetat digunakan dalam perlakuan akhir setelah penggilingan. Dalam proses ini komersial variasi perlakuan pendahuluan sulfit dan bisulfit dilakukan terutama terhadap kayu lunak dan perlakuan pendahuluan natrium hidroksida atau natrium sulfit terhadap kayu keras. Natrium bisulfit (pada pH 4-6) merupakan bahan kimia yang cocok sebagai perlakuan pendahuluan, yang menyebabkan sulfonasi lignin. Proses ini merupakan perkembangan dari proses *Termo Mechanical Pulping*. Pada proses ini selain digunakan panas untuk melunakkan lignin, juga diberikan sedikit bahan kimia agar komponen lignin akan lebih mudah dihilangkan (Biermann, 1996).

II.1.2. Proses Semi Kimia (NSSC)

Proses-proses pembuatan *pulp* secara semikimia pada dasarnya ditandai dengan perlakuan kimia yang didahului dengan tahap penggilingan secara mekanik. *Pulp* semikimia merupakan kelompok khusus yang diperoleh terutama dari kayu keras dengan rendemen antara 65-95 %. Keuntungan-keuntungan



menggunakan proses ini adalah pada proses semikimia dibagi menjadi beberapa metode, diantaranya adalah proses Semikimia Sulfit Netral (NSSC), proses soda dingin, dan proses semikimia lainnya. Namun proses yang paling penting adalah proses NSSC karena telah digunakan secara luas di Amerika sejak 1926 dan hingga 20 tahun terakhir digunakan di daerah Eropa (Cronert 1966 ; Martery 1980 dalam D. Fengel dan G. Wegener,1985). Proses pemasakan pada NSSC dilakukan pada suhu antara 160-190°C, pelepasan serat dengan penggilingan cakram, impregnasi dilakukan pada suhu sekitar 125 °C dengan lindi hitam natrium sulfit. Larutan natrium sulfit biasanya dipertahankan pada pH 7 atau sedikit lebih tinggi (hingga pH 10) dengan sejumlah kecil natrium hidroksida, natrium karbonat, natrium bikarbonat atau natrium. Suhu pemasakan bervariasi antara 15 menit-8 jam. Dalam proses NSSC, pada umumnya spesies kayu keras merupakan bahan baku yang khusus digunakan. Sejumlah besar kayu keras yang digunakan dalam pembuatan *pulp* NSSC meliputi kayu dengan kerapatan rendah, sedang hingga tinggi dengan kandungan lignin yang berbeda (D. Fengel dan G. Wegener,1985). Penggunaan utama dan khusus dari *pulp* NSSC untuk menghasilkan pembungkus berombak, bahan kertas koran, kertas tahan-lemak, kertas surat menyurat dan kertas kualitas lain (Marteny 1980 dalam D. Fengel dan G. Wegener,1985). Proses semi kimia yang lain adalah proses alkali dingin yaitu perendeman bahan baku dalam larutan NaOH pada suhu kamar dan tekanan atmosfer. *Brightness* kertasnya lebih rendah dibandingkan dengan proses netral sulfit (Casey, 1980).

II.1.3. Proses Kimia

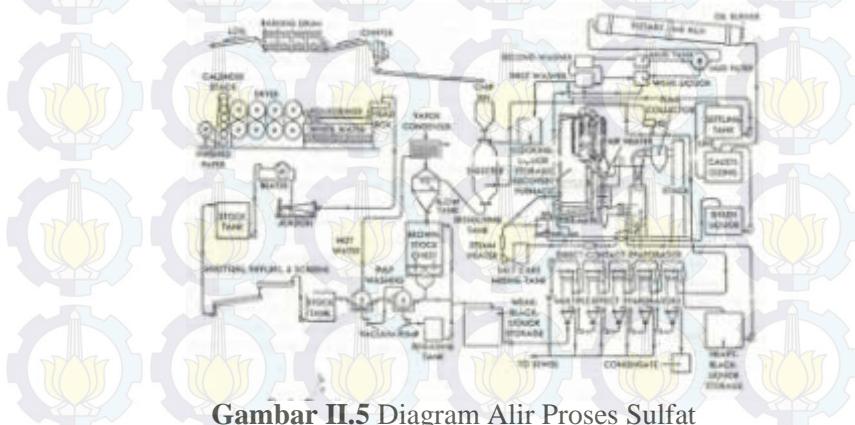
Tujuan pembuatan *pulp* dengan proses kimia adalah untuk merusak dan melarutkan zat pengikat serat yang terdiri dari lignin, pentosa dan lain-lain. Proses pemasakan bahan baku dengan larutan kimia dilakukan di dalam *digester*. Selama pemasakan lignin bereaksi dengan larutan kimia pemasak dan membentuk senyawa-senyawa terlarut yang mudah dicuci dan

sebagian dari selulosa ikut bereaksi juga. Hal ini akan menurunkan rendemen *pulp* yang dihasilkan (Sherve's, 1986).

Berdasarkan bahan kimia yang digunakan untuk pemasakan, pembuatan *pulp* dengan bahan kimia dapat dibedakan menjadi tiga macam proses, yaitu:

II.1.3.1. Proses Sulfat

Proses sulfat mempunyai kandungan rendemen yang lebih tinggi jika dibandingkan dengan proses soda (D. Fengel dan G. Wegener, 1985). Pada proses sulfat larutan pemasak yang digunakan adalah sodium hidroksida dan sodium sulfit, dimana sodium hidroksida dihasilkan dari reduksi sulfat selama proses insenerasi dan sodium hidroksida dihasilkan dari hidrolisa sodium sulfit didalam air dengan serat yang dihasilkan sangat baik akan tetapi warnanya jelek, sehingga proses ini digunakan untuk membuat kertas berkekuatan tinggi seperti kantong semen dan kertas bungkus (Sherve's, 1986). Proses pemasakan biasanya dilakukan pada suhu antara 160 °C hingga 180 °C pada tekanan antara 7 dan 11 bar. Proses pembuatan *pulp* cepat yang sinambung menggunakan suhu 190-200 °C, hanya membutuhkan waktu pemasakan 15-30 menit (Nolan1957 ; Kleinert 1965 dalam D. Fengel dan G. Wegener,1985).



Gambar II.5 Diagram Alir Proses Sulfat



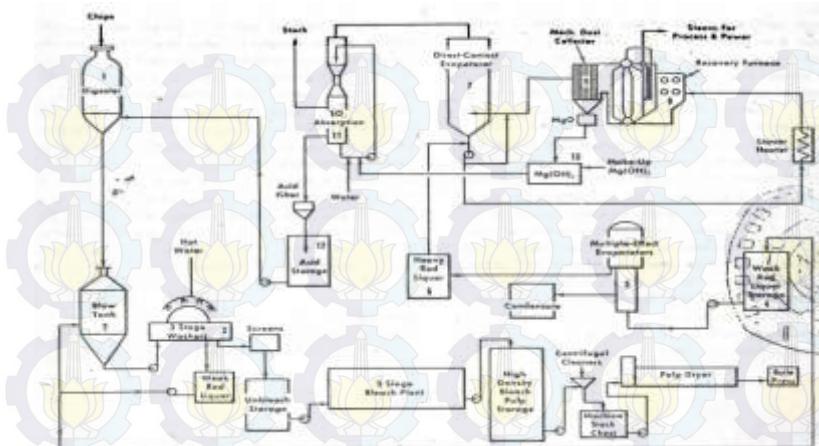
II.1.3.2. Proses Sulfit

Dari segi kimia lindi pemasak *pulp* sulfit berbeda-beda tergantung dari bentuk-bentuk yang mungkin dari belerang dioksida dalam larutan berair dan macam basa yang ditambahkan pada sistem ini. Reaksi belerang dioksida dengan air pada dasarnya menghasilkan SO_3 yang terlarut atau asam sulfit (H_2SO_3), Bisulfit (hidrogen sulfit) (HSO_3^-), Monosulfit (SO_3^{2-}) (D. Fengel dan G. Wegener, 1985).

Tingkat pH lindi tergantung dari asam sulfit, monosulfit dan bisulfit. Kisaran pH pada proses sulfit adalah pH (1,5-9), harga pH tergantung pemasak yang digunakan. Mengenai bahan baku kayu tidak dapat digunakan spesies dengan kandungan resin yang tinggi (misalnya pinus dan bahan kayu keras) atau serpih dengan jumlah kulit yang banyak (D. Fengel dan G. Wegener, 1985).

Proses sulfit menggunakan bahan kimia aktif, yaitu asam sulfit, kalsium bisulfit, sulfur dioksida yang dinyatakan dalam larutan $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$ dengan H_2SO_3 berlebih. Bahan baku yang biasa digunakan biasanya kayu lunak dan larutan pemasaknya yaitu SO_2 dan $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ banyak (D. Fengel dan G. Wegener, 1985).

Kandungan sisa lignin dapat bervariasi antara 10-15 % dalam *pulp* sulfit rendemen tinggi yang tidak dikelantang, tetapi umumnya dalam hal *pulp* kayu lunak berkisar antara 3-5 % dan 1-3 % dalam *pulp* kayu keras banyak (D. Fengel dan G. Wegener, 1985).



Gambar II.6 Diagram Alir Proses Sulfit

II.1.3.3. Proses Soda / Alkali

Proses ini digunakan untuk bahan baku non kayu seperti *bagasse*, jerami, damen, dan jenis rumput-rumputan yang lain. Larutan pemasak yang digunakan adalah NaOH dan selama proses pemasakan, larutan NaOH berfungsi sebagai pereaksi lignin, Pelarut senyawa lignin dan karbohidrat, pereaksi asam-asam organik dan resin yang ada dalam bahan baku, adsorben serat dalam jumlah kecil. Proses soda ada dua macam, yaitu:

1. Fractinating cooking

Fractinating cooking terdiri dari dua tahap. Tahap pertama soda dimasukkan kurang lebih 10 % dari jumlah soda total yang dibutuhkan dan dipanaskan dengan *steam* sampai 130 °C dengan waktu pemasakan kurang lebih 30 menit. Kemudian sebagian *black liquor* dibuang. Pada tahap kedua, soda ditambahkan semua sampai jumlah yang dibutuhkan.

Pemasakan dilakukan sampai suhu 170 °C dengan tekanan 7-11 bar. Keuntungan dari proses ini adalah menambah kekuatan *pulp* serta proses pencuciannya mudah.



2. Tanpa *frictionating cooking*

Pada proses ini soda dimasukkan sekaligus tanpa dilakukan pembuangan sesuai dengan yang dibutuhkan. Larutan NaOH yang digunakan pada proses soda sekitar 18-35 % berat bahan baku kering. Larutan ini mempunyai pengaruh degradasi yang lebih kecil daripada larutan pemasak asam. Degradasi selulosa oleh larutan NaOH pekat dapat terjadi pada suhu diatas 100 °C. Semakin tinggi temperatur pemasakan maka jumlah selulosa yang hilang akan lebih banyak daripada lignin.

Penambahan unsur sulfur dalam jumlah kecil ke dalam larutan pemasak akan meningkatkan kemampuan pemucatan, kekuatan, dan rendemen *pulp*. Na₂S dalam larutan pemasak akan mempercepat proses penetrasi, menghasilkan pemasakan yang homogen dan kekuatan *pulp* yang tinggi, namun warna kurang baik. Tahapan proses soda meliputi pengolahan bahan baku, pemasakan, pencucian, penyaringan dan pemucatan. Hal – hal yang berpengaruh pada proses soda adalah:

1. Waktu dan temperatur pemasakan.

Bila waktu pemasakan terlalu lama maka bahan baku akan larut dalam jumlah besar. Jika temperatur terlalu tinggi, jumlah karbohidrat yang terdegradasi akan lebih besar daripada lignin yang terlarut sehingga akan menurunkan rendemen dan kekentalan *pulp*.

2. Perbandingan cairan pemasak terhadap bahan baku yang digunakan.

Kekurangan bahan kimia atau larutan pemasak menyebabkan *pulp* berwarna gelap dan sukar diputihkan pada tahap *bleaching*. Bila kelebihan bahan pemasak, akan menurunkan rendemen, serat-serta selulosa terdegradasi dan mempercepat proses delignifikasi.

Setelah pemasakan, *pulp* yang dihasilkan dicuci dengan air hangat untuk melerutkan natrium lignat, sehingga warna coklat pada *pulp* akan hilang. Selanjutnya *pulp* disaring untuk mendapatkan serat yang halus lalu dipekatkan dalam *thickener*.

dan mengalami proses pemucatan (Solechudin dan Wibisono, 2002).

Terdapat persamaan antara proses *kraft* dan soda. Proses *kraft* merupakan bagian dari proses *alkali*. Sistem pemasakan *alkali* bertekanan pada suhu tinggi dapat dilakukan melakukan penambahan natrium hidroksida (NaOH) dan natrium sulfida yang dinamakan lindi putih, proses ini dilakukan sebagai bahan pemasak dan lindi bekas yang dihasilkan dipekatkan dengan cara diuapkan dan dibakar. Leburan yang terdiri atas natrium karbonat diubah kembali menjadi natrium hidroksida dengan kalsium hidroksida karena natrium karbonat digunakan untuk imbuhan maka proses pemasakan disebut sebagai proses soda.

II.1.3.4. Proses *Organosolv*

Organosolv merupakan proses *pulping* yang menggunakan bahan yang lebih mudah didegradasi seperti pelarut organik. Pada proses ini, penguraian lignin terutama disebabkan oleh pemutusan ikatan eter (Donough, 1993 dalam Gunawan, 2012).

Pemanfaatan biomassa secara efisien dapat dilakukan dengan menerapkan konsep *biomass refining* yaitu pemprosesan dengan menggunakan pelarut organik (*organosolv processes*), dengan cara melakukan fraksionasi biomassas menjadi komponen-komponen utama penyusunnya : selulosa, hemiselulosa dan lignin, tanpa banyak merusak ataupun mengubahnya. Variabel-variabel yang berpengaruh dalam proses *organosolv* dapat dianalogkan dengan variabel-variabel dalam proses *kraft* maupun proses *pulping* kimia pada umumnya. Menurut Casey (1980), ada 5 (lima) variabel penting dalam *pulping* kimia, yaitu komposisi larutan pemasak, konsentrasi alkali, lama pemasakan, suhu pemasakan, dan rasio bahan baku dengan cairan pemasak. Pada proses *pulping* kimia, konsentrasi larutan pemasakan dan waktu pemasakan merupakan salah satu faktor yang paling penting (Nugroho, 2009).

Ada beberapa faktor yang mempengaruhi proses pembuatan *pulp* dengan proses *organosolv*, yaitu :



1. Konsentrasi Pulp

Semakin tinggi konsentrasi larutan alkali, akan semakin banyak selulosa yang larut. Larutan NaOH dapat berpengaruh dalam pemisahan dan penguraian serat selulosa dan nonselulosa.

2. Perbandingan Cairan Pemasak terhadap Bahan Baku

Perbandingan cairan pemasak terhadap bahan baku harus memadai agar pecahan-pecahan lignin sempurna dalam proses degradasi dan dapat larut sempurna dalam cairan pemasak. Perbandingan yang terlalu kecil dapat menyebabkan terjadinya redeposisi lignin sehingga dapat meningkatkan bilangan kappa (kualitas *pulp* menurun). Perbandingan yang dianjurkan lebih dari 8 : 1. Dengan konsentrasi larutan pemasak yang makin besar, maka jumlah larutan pemasak yang bereaksi dengan lignin semakin banyak. Akan tetapi, pemakaian larutan pemasak yang berlebihan tidak terlalu baik karena akan menyebabkan selulosa terdegradasi. Asam asetat bisa digunakan sebagai larutan pemasak sampai dengan konsentrasi 100 % (Bowyer,2007 dalam Rahmadi 2014).

3. Kecepatan Pengadukan Temperatur Pemasakan

Pengadukan berfungsi untuk memperbesar tumbukan antara zat-zat yang bereaksi sehingga reaksi dapat berlangsung dengan baik (Surjoseputro, 2001 dalam Wibisono 2011).

4. Temperatur Pemasakan

Temperatur pemasakan berhubungan dengan laju reaksi. Temperatur yang tinggi dapat menyebabkan terjadinya pemecahan makromolekul yang semakin banyak, sehingga produk yang larut pun akan semakin banyak. Dengan meningkatnya suhu, maka akan meningkatkan laju delignifikasi (penghilangan lignin). Namun, Jika suhu di atas 160 °C menyebabkan terjadinya degradasi selulosa (Judi,2000 dalam Wibisono 2011).

5. Lama pemasakan

Dengan semakin lamanya waktu pemasakan akan menyebabkan reaksi hidrolisis lignin makin meningkat. Namun, waktu pemasakan yang terlalu lama akan menyebabkan selulosa

terhidrolisis, sehingga hal ini akan menurunkan kualitas *pulp*. Lama pemasakan yang optimum pada proses delignifikasi adalah sekitar 60-120 menit dengan kandungan lignin konstan setelah rentang waktu tersebut. Semakin lama waktu pemasakan, maka kandungan lignin di dalam *pulp* tinggi, Untuk waktu pemasakan di atas 5 jam selulosa akan terdegradasi (Shere B. Noris, 1959 dalam Dewi, 2009).

6. Ukuran bahan baku

Ukuran bahan baku yang berbeda menyebabkan luas kontak antar bahan baku dengan larutan pemasak berbeda. Semakin kecil ukuran bahan baku akan menyebabkan luas kontak antara bahan baku dengan larutan pemasak semakin luas, sehingga reaksi lebih baik (Surjoseputro, 2001 dalam Wibisono 2011).

Ada berbagai macam jenis metode dalam proses *organosolv*, yaitu:

1. Proses *Acetocell*

Penggunaan asam asetat sebagai pelarut organik disebut dengan proses *acetocell*. Kekuatan tarik *pulp acetocell* setara dengan kekuatan tarik *pulp kraft*. Proses *acetocell* dalam pengolahan *pulp* memiliki beberapa keunggulan, antara lain : bebas senyawa sulfur, daur ulang limbah dapat dilakukan hanya dengan metode penguapan dengan tingkat kemurnian yang cukup tinggi, proses pemasakan dapat dilangsungkan pada suhu dan tekanan rendah maupun tinggi, serta dapat diselenggarakan dengan ataupun tanpa bantuan katalis (Sarkanen, 1990 ; Shukry et al., 1991 ; Parajo et al., 1993). Media asam asetat dengan ataupun tanpa katalis dapat memisahkan dengan selektif selulosa, hemiselulosa dan lignin dari berbagai biomassa, baik kayu maupun non-kayu (Shukry et al., 1991 ; Vazquez et al., 1995 ; Zulfansyah et al., 2002 ; Sahin dan Young, 2008). Beberapa faktor yang mempengaruhi kualitas *pulp* pada proses *acetocell* adalah konsentrasi asam asetat, suhu, nisbah cairan terhadap padatan dan waktu pemasakan (Amraini, 2010).



2. Proses *Alcell* (*Alkohol cellulose*)

Proses *alcell* telah memasuki tahap pabrik percontohan di beberapa negara misalnya di Kanada dan Amerika Serikat, sedangkan proses *acetocell* mulai diterapkan dalam beberapa pabrik di Jerman pada tahun 1990-an. Proses *alcell* yang telah beroperasi dalam skala pabrik di New Brunswick (Kanada) terbukti mampu menghasilkan *pulp* dengan kekuatan setara *pulp kraft*, rendemen tinggi, dan sifat pendauran bahan kimia yang sangat baik (Astari, 2009). Penggunaan etanol memungkinkan waktu pemasakan yang lebih singkat. Kekuatan *pulp* yang dihasilkan sedikit lebih rendah dari *pulp kraft*, tetapi *brightness* yang dihasilkan lebih tinggi dari *pulp kraft* (Dewi ,2009).

3. Proses *formacell*

Proses *formacell* adalah satu teknologi yang masih dikembangkan dan ramah lingkungan adalah proses pembuatan *pulp* dengan menggunakan campuran pelarut asam asetat dan asam formiat sebagai bahan pemasaknya yang disebut dengan proses *formacell* (Nimz dan Schone, 1993).



II.2. Seleksi Proses

Tabel II.1 Kondisi Operasi dari Berbagai Macam Proses Pembuatan *Pulp*

Macam Proses	Kondisi Operasi				
	Yield (%)	Suhu (°C)	pH	Waktu Operasi	Energi (kWh/ton)
1. Mekanis					
• SGW (<i>Stone Ground Wood</i>)	95-97	160	-	Tidak diketahui	800-1500
• RMP (<i>Refiner Mechanical Pulping</i>)	96-97	140	-	Tidak diketahui	1200-2200
• TMP (<i>Termo Mechanical Pulping</i>)	92-94	130	-		1400-1900
• CMP (<i>Chemi Mechanical Pulping</i>)	> 90	30	4-6	2-3 menit	2000-2500
• CTMP (<i>Chemi Termo Mechanical Pulping</i>)	85-95	70	4-6	1,5-2 jam	2000-2500
1-2 jam					
2. Semikimia (NSSC)	75-85	160-80	7-10	15-60 menit	2600-3000
2. Kimia					
• Sulfit	43-48	125-43	1-2	3-7 jam	2600-3000
• Sulfat	45-55	165-75	13-14	1-2 jam	2600-3000
• Alkali/Soda	50-70	155-75	13-14	0,5-3 jam	2600-3000
• Acetocell	75-85	70-100	-	60-90	2600-3000

(Ullmann's, 2003 ; Amraini, 2010).



Tabel II.2 Keuntungan dan Kerugian Berbagai Proses secara Kualitatif

No	Proses	Keuntungan	Kerugian
1.	Mekanis	1. Daya cetak kertas baik ^[1]	1. Kekuatan <i>pulp</i> rendah ^[1]
		2. Ramah lingkungan ^[1]	
		3. Didapatkan serat yang banyak ^[1]	
2.	Semi Kimia	1. Rendemen tinggi ^[2]	1. Tidak cocok untuk <i>nonwood</i> ^[2]
		2. Persyaratan mengenai kualitas dan spesies kayu rendah ^[2]	
		3. Penggunaan bahan kimia relatif rendah ^[2]	
3.	Kimia a). Sulfat/ <i>Kraft</i>	1. Dapat digunakan untuk semua jenis kayu dan kualitas kayu ^[2]	1. Rendemen yang lebih rendah daripada pembuatan <i>pulp</i> sulfat(45-50%) ^[2]
		2. Waktu pemasakan Pendek ^[2]	2. Warna gelap jika tidak dikelantang ^[2]
		3. Sifat kekuatan <i>pulp</i> baik ^[2]	3. Persoalan bau ^[2]
	b). Sulfit	1. Rendemen yang lebih tinggi pada bilangan kappa tertentu yang mengakibatkan kebutuhan kayu lebih rendah ^[1]	1. Harga kekuatan dari <i>pulp</i> lebih rendah dari pada proses sulfat ^[1]
		2. Derajat <i>pulp</i> yang tidak dikelantang lebih tinggi daripada proses sulfat ^[1]	2. Keterbatasan sistem pemulihan bahan kimia ^[1]
		3. Biaya instalasi lebih rendah ^[1]	3. Persoalan kerak ^[1]
		4. Tidak ada persoalan bau ^[1]	4. Proses pemasakan lama ^[1]
	c). Alkali/ Soda	1. Proses sedehana ^[1]	5. Persoalan pencemaran lingkungan ^[1]
			1. Proses delignifikasi kurang



			sempurna ^[1]
		2. Mengolah bahan baku non kayu ^[1] 3. Sedikit bahan kimia ^[1]	2. Biaya produksi tinggi ^[1] 3. Rendemen pemasakan yang rendah ^[1] 4. Kurang ramah lingkungan ^[1]
	d). Organosolv	1. Ramah lingkungan ^[3] 2. Daur ulang lindi hitam mudah dilakukan karena tanpa unsur sulfur ^[3] 3. Bahan mudah didegradasi ^[3] 4. H ₂ O ₂ Rendemen pulp yang dihasilkan tinggi ^[3] 5. Tidak menyebabkan timbulnya pencemaran gas berbau ^[3] 6. Proses dapat dilakukan pada temperatur dan tekanan rendah ^[3] 7. Biaya operasi murah ^[3]	1. Pencucian pulp tidak dapat menggunakan air ^[3] 2. Bahan kimia yang bersifat menguap sehingga mudah terbakar jika digester mengalami kebocoran ^[3] 3. Tidak cocok untuk proses pulping dengan campuran dari beberapa jenis kayu ^[3]

^[1]Casey,1980 ; ^[2]D. Fengel dan G. Wegener,1985 ; ^[3]Nugroho, 2009)

II.3. Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan *pulp* dari TKKS (Tandan Kosong Kelapa Sawit) ini dilakukan dengan proses *acetocell* karena



proses ini ramah lingkungan, daur ulang lindi hitam mudah dilakukan karena tanpa unsur sulfur, serta meningkatkan rendemen dan kualitas *pulp*. Pada proses ini dilakukan dilakukan melalui beberapa tahapan, yaitu:

1. Proses *pre-treatment*
2. Proses pemasakan
3. Proses *bleaching*
4. Proses *post treatment*

II.3.1. Deskripsi Proses Terpilih

II.3.1.1. Proses *Pre-treatment*

Tandan kosong kelapa sawit (TKKS) ditampung pada area *open yard* (F-111), kemudian TKKS dengan kadar air 60 % tersebut diangkut menggunakan *belt conveyor* (J-112) untuk selanjutnya dipecah menggunakan *giratory crusher* (C-110). Dari *giratory crusher* (C-110) TKKS masuk ke alat *vibrating screen* (H-211), lalu di tampung ke dalam *chip bin* (F-212) dan selanjutnya TKKS diangkut menggunakan *bucket elevator* (J-213) dan selanjutnya menuju proses pemasakan.

II.3.1.2. Proses Pemasakan

Bahan baku dari proses persiapan dibawa menuju *digester* (R-210) dengan *bucket elevator* (J-213), dimana *digester* (R-210) bersifat *continous*. Bahan baku dimasak dengan larutan pemasak asam asetat 85 % yang bersal dari tangki pengenceran asam asetat (M-214) dengan nisbah cairan-padatan 1:12, proses pemasakan terjadi pada suhu pemasakan 170 °C dengan waktu pemasakan 2 jam dan tekanan sebesar 8 bar.

Reaksi yang Terjadi dalam *Digester* :



Lignin Asam Asetat Air Aseto Ligninat Asam Asetat

Setelah pemasakan selesai, *pulp* yang dihasilkan dialirkan ke dalam *blow tank* (F-222). Kemudian *pulp* dialirkan menggunakan pompa (L-223) menuju ke *rotary vacuum drum filter* (H-220). Bubur *pulp* menempel di dinding luar silinder.

Setelah keluar dari RVF bubur *pulp* dialirkan menuju proses *bleaching*.

II.3.1.3. Proses Bleaching

Bubur *pulp* dari proses pemasakan dialirkan menuju *mixer* (M-232). Didalam *mixer* terjadi pencampuran antara Hidrogen Peroksida (H_2O_2) 3 % yang berasal dari tangki pengenceran (M-231) serta penambahan air proses untuk mempertahankan konsistensi sebesar 10 %, kemudian dari *mixer* dialirkan menuju reaktor H_2O_2 (R-230), temperatur pada proses *bleaching* menggunakan H_2O_2 sebesar 90 °C selama 2 jam dengan tekanan 5 bar dan rentang pH 10,5-11. Setelah dari reaktor H_2O_2 *pulp* ditampung di tangki penyimpanan (F-242), kemudian *pulp* di pompa (L-243) menuju proses pencucian dengan menggunakan alat RVF (240). Setelah proses pencucian, *pulp* dialirkan menuju *mixer* (M-252). Didalam *mixer* terjadi pencampuran antara Sodium Dithionite ($Na_2S_2O_4$) 1 % yang berasal dari tangki pengenceran (M-251) serta penambahan air proses untuk mempertahankan konsistensi sebesar 15 %, kemudian dari *mixer* dialirkan menuju reaktor $Na_2S_2O_4$ (R-250), temperatur pada proses *bleaching* menggunakan $Na_2S_2O_4$ sebesar 80 °C selama 2 jam dengan tekanan 5 bar dan rentang pH 7-8. Setelah dari reaktor $Na_2S_2O_4$ *pulp* ditampung di tangki penyimpanan (F-262), kemudian *pulp* di pompa (L-263) menuju proses pencucian dengan menggunakan alat RVF (260). Selanjutnya bubur *pulp* masuk kedalam tangki pengenceran (M-311). Dari proses *bleaching* menghasilkan kecerahan sebesar 82 % (Casey, 1980).

II.3.1.4. Proses Post treatment

Bubur *pulp* dipompa (L-312) menuju ke *head box* (X-313). Dari *head box* *pulp* menuju ke *wire part* (X-314) untuk membentuk lembaran *pulp*, setelah itu menuju ke *rotary drum dryer* (B-310) untuk dilakukan pengeringan hingga lembaran *pulp* memiliki kadar air 5 %. Kemudian lembaran *pulp*, menuju *roll* (X-315).



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas : 90.000 ton *pulp*/tahun = 300 ton *pulp*/hari
Operasi : 300 hari /tahun, 24 jam /hari
Satuan massa : kg
Basis waktu : 1 hari

Untuk kapasitas 300 ton *pulp*/hari, dibutuhkan bahan baku Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) sebanyak 1.579.096,29 kg TKKS/hari atau 1.579,09629 ton TKKS/hari dengan data komposisi TKKS sebagai berikut :

Tabel III.1 Komposisi TKKS (Azemi, 1994)

Kandungan	Presentase	Bahan Baku	Total
Air	60	1.579.096,29	947.457,77
Serat	40	1.579.096,29	631.638,51
Total	100		1.579.096,29

Tabel III.2 Komposisi Serat TKKS (Azemi, 1994)

Kandungan	Presentase	Bahan Baku	Total
Selulosa	40	1.579.096,29	631.638,51
Lignin	21	1.579.096,29	331.610,22
Hemiselulosa	24	1.579.096,29	378.983,11
Abu	15	1.579.096,29	236.864,44
Total	100		1.579.096,29

**I. Tahap Pre-Treatment****I.1 Vibrating Screen (H-211)****Tabel III.3** Neraca Massa Pada Vibrating Screen

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 3</u>	631.638,51 947.457,77	<u>Aliran 4</u>	630.848,97
Serat		Serat	946.668,22
Air yang terikut serat		Impurities (0,1%)	1.577.517,19
Total	1.579.096,29	Total	1.579.096,29

II. Tahap Pemasakan**II.1 Tangki Pengenceran CH₃COOH (M-214)****Tabel III.4** Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran CH₃COOH

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 7</u>	16.090.675,33 1.787.852,81 17.878.528,14	<u>Aliran 9</u>	16.090.675,33
CH ₃ COOH		CH ₃ COOH	2.839.530,94
Air		Air	
<u>Aliran 8</u>	1.051.678,13		
Air Proses			
Total	18.930.206,27	Total	18.930.206,27

II.2 Pandia Digester (R-210)
Tabel III.5 Neraca Massa Pada Pandia Digester

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 6</u>		<u>Aliran 11</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	252.339,59	Selulosa	227.105,63
Hemiselulosa	151.403,75	Hemiselulosa	75.701,88
Lignin	132.478,28	Lignin sisa	13.247,83
Abu	94.627,34	Air yang terikut serat	11.923,05
Air yang terikut serat	946.668,22		
	1.577.517,19	<i>Black liquor</i> :	
<u>Aliran 9</u>		Air sisa	3.786.199,16
CH ₃ COOH	16.090.675,33	(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ -	147.050,89
Air	2.839.530,94	15CH ₃ CO sisa	
	18.930.206,27	CH ₃ COOH	16.050.931,84
		sisa	
		Hemiselulosa	75.701,88
		terdegradasi	
		Selulosa	25.233,96
		terdegradasi	
		Abu	94.627,34
Total	20.507.723,46	Total	20.507.723,46

**II.3 Blow Tank (F-222)****Tabel III.6** Neraca Massa Pada Blow Tank

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 11</u>		<u>Aliran 14</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	227.105,63	Selulosa	227.105,63
Hemiselulosa	75.701,88	Hemiselulosa	75.701,88
Lignin sisa	13.247,83	Lignin sisa	13.247,83
Air yang terikut serat	11.923,05	Air yang terikut serat	7.823,32
<i>Black liquor :</i>		<i>Black liquor :</i>	
Air sisa	3.786.199,16	Air sisa	3.786.199,16
$(C_{10}H_{11}O_3)_{15^-}$	147.050,89	$(C_{10}H_{11}O_3)_{15^-}$	147.050,89
15CH ₃ CO sisa			
CH ₃ COOH sisa	16.050.931,84	CH ₃ COOH sisa	16.050.931,84
Hemiselulosa terdegradasi	75.701,88	Hemiselulosa terdegradasi	75.701,88
Selulosa terdegradasi	25.233,96	Selulosa terdegradasi	25.233,96
Abu	94.627,34	Abu	94.627,34
			20.503.623,73
		<u>Aliran 13</u>	
		Uap air	4.099,73
Total	20.507.723,46	Total	20.507.723,46

II.4 Washer 1 (H-220)**Tabel III.7** Neraca Massa Pada Washer 1

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 14</u>		<u>Aliran 19</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	227.105,63	Selulosa	222.563,52
Hemiselulosa	75.701,88	Hemiselulosa	74.187,84
Lignin sisa	13.247,83	Lignin sisa	12.982,87
Air yang terikut serat	7.823,32	Air yang terikut serat	1.101.061,64
			1.410.795,86
<i>Black liquor</i> :		<u>Aliran 20</u>	
Air sisa	3.786.199,16	<i>Black liquor</i> :	
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ -15CH ₃ CO sisa	147.050,89	Air sisa	53.952.020,16
CH ₃ COOH sisa	16.050.931,84	(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ -15CH ₃ CO sisa	147.050,89
Hemiselulosa terdegradasi	75.701,88	CH ₃ COOH sisa	16.050.931,84
Selulosa terdegradasi	25.233,96	Hemiselulosa terdegradasi	77.215,91
Abu	946.237,34	Selulosa terdegradasi	29.776,07
	20.503.623,73	Abu	94.627,34
<u>Aliran 17</u>		Lignin	264,96
Air proses	51.259.059,32		70.351.887,19
Total	71.762.683,05	Total	71.762.683,05

**III. Tahap Bleaching****III.1 Tangki Pengenceran H₂O₂ (M-231)****Tabel III.8** Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran H₂O₂

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 21</u>		<u>Aliran 23</u>	
Hidrogen	4.232,39	Hidrogen	4.232,39
Peroksida		Peroksida	
Air	9.875,57	Air	38.091,49
	14.107,96		
<u>Aliran 22</u>			
Air Proses	28.215,92		
Total	42.323,88	Total	42.323,88

III.2 Mixer H₂O₂ (M-232)**Tabel III.9** Neraca Massa Pada Mixer H₂O₂

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 19</u>		<u>Aliran 25</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	222.563,52	Selulosa	222.563,52
Lignin sisa	12.982,87	Lignin sisa	12.982,87
Hemiselulosa	74.187,84	Hemiselulosa	74.187,84
Air	1.101.061,64	Hidrogen	4.232,39
	1.410.795,86	Peroksida	
		Air	
<u>Aliran 23</u>			2.825.699,52
Hidrogen	4.232,39		
Peroksida			
Air	38.091,49		
	42.323,88		
<u>Aliran 24</u>			
Air Proses	1.686.546,39		
Total	3.139.666,13	Total	3.139.666,13

**III.3 Reaktor H₂O₂ (R-230)****Tabel III.10** Neraca Massa Pada Reaktor H₂O₂

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 25</u>		<u>Aliran 27</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	222.563,52	Selulosa	222.563,52
Lignin sisa	12.982,87	Lignin sisa	5.193,15
Hemiselulosa	74.187,84	Hemiselulosa	74.187,84
Hidrogen peroksida	4.232,39	Air	2.825.699,52
Air	2.825.699,52	<i>Black liquor</i> :	
		Air	778,97
		Hidrogen peroksida	2.761,00
		C ₁₀ H ₁₂ O ₄	8.482,14
Total	3.139.666,13	Total	3.139.666,13

III.4 Washer 2 (H-240)**Tabel III.11** Neraca Massa Pada Washer 2

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 28</u>		<u>Aliran 33</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	222.563,52	Selulosa	218.112,24
Lignin sisa	5.193,15	Lignin sisa	5.089,29
Hemiselulosa	74.187,84	Hemiselulosa	72.704,08
Air	2.825.699,52	Air	213.512,88
			509.418,49
<i>Black liquor :</i>		<u>Aliran 34</u>	
Air	778,97	<i>Black liquor :</i>	
Hidrogen peroksida	2.761,00	Hidrogen peroksida	2.761,00
$C_{10}H_{12}O_4$	8.482,14	Selulosa	4.451,27
	3.139.666,13	Lignin sisa	103,86
<u>Aliran 31</u>		Hemiselulosa	1.483,76
Air proses	7.849.165,32	Air	10.462.130,93
		$C_{10}H_{12}O_4$	8.482,14
			10.479.412,96
Total	10.988.831,45	Total	10.988.831,45

**III.5 Tangki Pengenceran $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (M-251)****Tabel III.12** Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 35</u> Sodium Dithionite	4.937,79	<u>Aliran 37</u> Sodium Dithionite	4.937,79
	4.937,79	Air	91.701,17
<u>Aliran 36</u> Air Proses	9.170,17		
Total	14.107,96	Total	14.107,96

III.6 Mixer Na₂S₂O₄ (M-252)**Tabel III.13** Neraca Massa Pada Mixer Na₂S₂O₄

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 33</u>		<u>Aliran 39</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	218.112,24	Selulosa	218.112,24
Lignin sisa	5.089,29	Lignin sisa	5.089,29
Hemiselulosa	72.704,08	Hemiselulosa	72.704,08
Air	213.512,88	Sodium dithionite	4.937,79
	509.418,49	Air	1.704.779,25
<u>Aliran 37</u>			
Sodium dithionite	4.937,79		
Air	9.170,17		
	14.107,96		
<u>Aliran 38</u>			
Air Proses	1.482.096,20		
Total	2.005.622,65	Total	2.005.622,65

**III.7 Reaktor Na₂S₂O₄ (R-250)****Tabel III.14** Neraca Massa Pada Reaktor Na₂S₂O₄

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 39</u>		<u>Aliran 41</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	218.112,24	Selulosa	218.112,24
Lignin sisa	5.089,29	Lignin sisa	0
Hemiselulosa	72.704,08	Hemiselulosa	72.704,08
Sodium dithionite	4.937,79	Air	1.704.270,33
Air	1.704.779,25	<i>Black liquor</i> :	
		Air	508,93
		NaHSO ₃	2.940,48
		Sodium dithionite	18,14
		C ₁₀ H ₁₁ O ₄ NaS	7.068,45
Total	2.005.622,65	Total	2.005.622,65

III.8 Washer 3 (H-260)**Tabel III.15** Neraca Massa Pada Washer 3

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 42</u>		<u>Aliran 47</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	218.112,24	Selulosa	213.750,00
Hemiselulosa	72.704,08	Hemiselulosa	71.250,00
Air	1.704.270,33	Air	134.376,72
			419.376,72
<i>Black liquor</i> :		<u>Aliran 48</u>	
Air	508,93	<i>Black liquor</i> :	
NaHSO ₃	2.940,48	Selulosa	4.362,24
Sodium dithionite	18,14	Hemiselulosa	1.454,08
C ₁₀ H ₁₁ O ₄ NaS	7.068,45	Sodium dithionite	18,14
	2.005.622,65	NaHSO ₃	2.940,47
<u>Aliran 45</u>		Air	6.584.459,17
Air proses	5.014.056,63	C ₁₀ H ₁₁ O ₄ NaS	7.068,45
			6.600.302,56
Total	7.019.679,28	Total	7.019.679,28

**IV. Tahap Post Treatment****IV.1 Tangki Pengenceran (M-311)****Tabel III.16** Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 47</u>		<u>Aliran 50</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	213.750,00	Selulosa	213.750,00
Hemiselulosa	71.250,00	Hemiselulosa	71.250,00
Air	134.376,72	Air	7.857.857,14
	419.376,72		
<u>Aliran 49</u>			
Air proses	7.723.480,43		
Total	8.142.857,14	Total	8.142.857,14

IV.2 Rotary Drum Dryer (B-310)**Tabel III.17** Neraca Massa Pada *Rotary Drum Dryer*

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 52</u>		<u>Aliran 54</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	213.750,00	Selulosa	213.750
Hemiselulosa	71.250,00	Hemiselulosa	71.250
Air	7.857.857,14	Air	15.000
			300.000
		<u>Aliran 55</u>	
		Uap air	7.842.857,14
Total	8.142.857,14	Total	8.142.857,14

**IV.3 Roll (X-315)****Tabel III.18** Neraca Massa Pada Roll

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 54</u>		<u>Aliran Produk</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	213.750	Selulosa	213.750
Hemiselulosa	71.250	Hemiselulosa	71.250
Air	15.000	Air	15.000
Total	300.000	Total	300.000



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas : 90.000 ton *pulp*/tahun = 300 ton *pulp*/hari
 Operasi : 300 hari /tahun, 24 jam/hari
 Satuan panas : kkal
 Basis waktu : 1 hari
 Suhu referen : 25°C

I. Tahap Pemasakan

1. *Pandia Digester* (R-210)

Tabel IV.1 Neraca Panas Pada *Pandia Digester*

Masuk		Keluar	
H ₆	5.674.344,77	H ₁₁	1.913.186.542,06
H ₉	59.796.262,31	Qloss	84.794.464,74
Qsupply	1.695.889.294,76		
ΔHreaksi	236.621.104,96		
Total	1.997.981.006,79	Total	1.997.981.006,79

2. *Heat Exchanger* (E-224)

Tabel IV.2 Neraca Panas Pada *Heat Eexchanger*

Masuk		Keluar	
H ₁₅	255.962.112,71	H ₁₇	2.309.656.324,36
Qsupply	2.161.783.380,69	Qloss	108.089.169,03
Total	2.417.745.493,40	Total	2.417.745.493,40

3. *Washer 1* (H-220)

Tabel IV.3 Neraca Panas Pada *Washer 1*

Masuk		Keluar	
H ₁₄	1.912.576.744,16	H ₁₉	78.722.747,12
H ₁₇	2.309.656.324,36	H ₂₀	4.143.510.321,41
Total	4.222.233.068,52	Total	4.222.233.068,52



II. Tahap Bleaching

1. Mixer H₂O₂ (M-232)

Tabel IV.4 Neraca Panas Pada Mixer H₂O₂

Masuk		Keluar	
H ₁₉	78.722.747,12	H ₂₅	87.347.796,98
H ₂₃	203.280,46		
H ₂₄	8.421.769,41		
Total	87.347.796,98	Total	87.347.796,98

2. Reaktor H₂O₂ (R-230)

Tabel IV.5 Neraca Panas Pada Reaktor H₂O₂

Masuk		Keluar	
H ₂₅	87.347.796,98	H ₂₇	191.172.503,33
Qsupply	109.288.408,54	Qloss	5.464.420,43
ΔHreaksi	718,24		
Total	196.636.923,75	Total	196.636.923,75

3. Heat Exchanger (E-244)

Tabel IV.6 Neraca Panas Pada Heat Exchanger

Masuk		Keluar	
H ₂₉	39.194.807,04	H ₃₁	353.671.615,69
Qsupply	331.028.219,63	Qloss	16.551.410,98
Total	370.223.026,67	Total	370.223.026,67

4. Washer 2 (H-240)

Tabel IV.7 Neraca Panas Pada Washer 2

Masuk		Keluar	
H ₂₈	191.172.503,33	H ₃₃	15.554.839,03
H ₃₁	353.671.615,69	H ₃₄	529.289.279,99
Total	544.844.119,02	Total	544.844.119,02

5. Mixer $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (M-252)

Tabel IV.8 Neraca Panas Pada Mixer $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$

Masuk		Keluar	
H_{33}	15.554.839,03	H_{39}	23.005.912,78
H_{37}	50.226,35		
H_{38}	7.400.847,40		
Total	23.005.912,78	Total	23.005.912,78

6. Reaktor $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (R-250)

Tabel IV.9 Neraca Panas Pada Reaktor $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$

Masuk		Keluar	
H_{39}	23.005.912,78	H_{41}	99.267.620,68
Qsupply	31.359.599,69	Qloss	1.567.979,98
ΔH reakksi	46.470.088,20		
Total	100.835.600,66	Total	100.835.600,66

7. Heat Exchanger (E-264)

Tabel IV.10 Neraca Panas Pada Heat Exchanger

Masuk		Keluar	
H_{43}	25.037.691,78	H_{45}	225.925.870,63
Qsupply	211.461.240,90	Qloss	10.573.062,04
Total	236.498.932,68	Total	236.498.932,68

8. Washer 3 (H-260)

Tabel IV.11 Neraca Panas Pada Washer 3

Masuk		Keluar	
H_{42}	99.267.620,68	H_{47}	10.740.148,91
H_{45}	225.925.870,63	H_{48}	314.453.342,40
Total	325.193.491,31	Total	325.193.491,31



III. Tahap Post Treatment

1. Tangki Pengenceran (M-311)

Tabel IV.12 Neraca Panas Pada Tangki Pengenceran

Masuk		Keluar	
H ₄₇	10.740.148,91	H ₅₀	49.307.348,41
H ₄₉	38.567.199,50		
Total	49.307.348,41	Total	49.307.348,41

2. Rotary Drum Dryer (B-310)

Tabel IV.13 Neraca Panas Pada Rotary Drum Dryer

Masuk		Keluar	
H ₅₂	49.307.348,41	H ₅₄	7.942.199,32
Qsupply	5.236.791.339,49	H ₅₅	5.016.316.921,61
		Qloss	2.609.660.405,36
Total	5.286.098.687,90	Total	5.286.098.687,90

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

I. Tahap *Pre Treatment*

1. *Open Yard (F-111)*

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku TKKS
Kapasitas	: 65795,68 kg/jam
Rate Volumetrik	: 205, 37 m ³ /jam
Panjang	: 50 m
Lebar	: 120 m
Jumlah	: 1 unit

2. *Belt Conveyor (J-112)*

Fungsi	: Untuk mengangkut TKKS dari open yard menuju gyratory crusher
Type	: Troughed belt on 45° idlers with rolls equal length
Kapasitas	: 78,95 ton/jam
Bahan Konstruksi	: Karet
Panjang	: 10 m
Kemiringan	: 10°
Ukuran Lump Maks.	: 89 mm
Cross Sectional area	: 0,49 m ²
Belt Plies	: 4 min ; 8 maks
Lebar Belt	: 50 cm
Kecepatan Belt	: 36,49 m/min
Powor Motor	: 5 hp
Jumlah	: 1 unit

3. *Gyratory Crusher (C-110)*

Fungsi	: Untuk memotong TKKS menjadi ukuran yang lebih kecil
Rate Massa	: 65795,68 kg/jam



Rate Volumetrik	: 205,37 m ³ /jam
Ukuran Penghancur	: 30 mm
Ukuran bukaan	: 30 x 78 in
Kecepatan roda gigi	: 555 rpm
Kecepatan putaran	: 175 rpm
Power	: 100 hp
Jumlah	: 1 unit

4. *Vibrating Screen (H-211)*

Fungsi	: Untuk menyaring zat impurities dari potongan-potongan TKKS
Kapasitas	: 65795,68 kg/jam
Rate Volumetrik	: 205,37 m ³ /jam
Panjang Vibrating	: 10,36 m
Lebar Vibrating	: 1,25 m
Tebal Vibrating	: 1/4 in
Bahan Konstruksi	: SA 240, Grade M, Type 316
Power	: 52 hp
Jumlah	: 1unit

5. *Chip Bin (F-212)*

Fungsi	: Untuk menyimpan sementara chip TKKS sebelum menuju bucket elevator
Type	: Silinder tegak tanpa tutup atas dan tutup bawah konis
Kapasitas	: 9056,78 cuft
Diameter Tangki	
- Inside Diameter	: 180 in
- Outside Diameter	: 192 in
Tinggi Tangki	: 2763,36 in
Tebal Shell	
- Course 1	: 1/4 in
- Course 2	: 1/4 in
- Course 3	: 1/4 in

- Course 4	: 3/16 in
- Course 5	: 3/16 in
- Course 6	: 3/16 in
- Course 7	: 3/16 in
- Course 8	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/4 in
Bahan Konstruksi	: Carbom Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
6. Bucket Elevator (J-213)	
Fungsi	: Untuk mengangkut chip TKKS dari chip bin menuju ke tahap delignifikasi
Type	: Bucket elevator for continuous Buckets on chain
Kapasitas	: 78,88 ton/jam
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel
Ukuran Bucket	: 12 x 7 x 11 ¾ in
Bucket Spacing	: 12 in
Tinggi Elevator	: 75 ft
Powor Motor	: 14 hp
Jumlah	: 1 unit
II. Tahap Delignifikasi	
1. Tangki Pengenceran CH₃COOH (M-214)	
Fungsi	: Untuk mengencerkan larutan CH ₃ COOH 90 % menjadi 85 %
Type	: Silinder dengan tutup atas dan bawah standart dishead dilengkapi pengaduk
<u>Dimensi Tangki :</u>	
Kapasitas	: 17858,20 cuft
Tinggi	: 962,13 in
Diameter	
-Inside Diameter	: 216 in



-Outside Diamer	: 228 in
Tebal Shell	: 5/8 in
Tebal Tutup Atas	: 3/4 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/4 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 2 unit
<u>Dimensi Pengaduk :</u>	
Jenis Pengaduk	: Propeller
Diameter Pengaduk	: 72 in
Kecepatan Putaran	: 1 rps
Power Motor	: 11 hp
Jumlah	: 2 unit

2. Pandia Digester (R-210)

Fungsi	: Untuk mengubah serat tandan kosong kelapa sawit menjadi bubur pulp dan terjadi proses delignifikasi
Type	: Contiuous Pandia Digester
Kapasitas	: 35286,15 cuft
Bahan Konstruksi	: 316 Stainless Steel
<u>Diameter Tube:</u>	
-Inside Diaemeter	: 18 in
-Outside Diameter	: 20 in
Panjang Tube	: 180 in
Jumlah Tube	: 1332
<u>Screw in Tube:</u>	
Bahan Konstruksi	: 316 Stainless Steel
Power	: 2 hp
Kecepatan	: 8 rpm
<u>Rotary Discharge Valve:</u>	
Bahan Konstruksi	: 316 Stainless Steel
Diameter	: 18 in
Jumlah	: 1 unit

3. Pompa (L-221)

Fungsi

- : Untuk memompa bubur pulp dari pandia degester ke blowtank
- : Centrifugal Pump
- : 4515,90 gpm
- : Cast iron
- : Carbon steel
- : 116,03 psi
- : 116,03 psi
- : 22 ft
- : 20 in OD, sch.40
- : 17 hp
- : 1 unit

4. Blow Tank (F-222)

Fungsi

- : Untuk menyimpan sementara bubur pulp setelah proses delignifikasi
- : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead
- : 16056,74 cuft
- : 961,95 in
- : 216 in
- : 228 in
- : 1/2 in
- : 7/16 in
- : 3/8 in
- : 3/8 in
- : 5/16 in
- : 5/16 in
- : 1/4 in
- : 1/4 in



-Course 9	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 5/8 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 3 unit

5. Pompa (L-223)

Fungsi	: Untuk memompa pulp dari blowtank menuju washer 1
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 3276,86 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 117,57 psi
Discharge pressure	: 14,70 psi
Beda ketinggian	: 15 ft
Ukuran pipa	: 18 in OD, sch.40
Power pompa	: 11 hp
Jumlah	: 1 unit

6. Heat Exchanger (E-224)

Fungsi	: Untuk menaikkan suhu air proses dari 30 °C menjadi 70 °C
Type	: Shell and Tube Heat Exchanger
Jumlah	: 2 unit
<u>Shell Side :</u>	
Inside Diameter	: 35 in
Passes	: 1
<u>Tube Side :</u>	
Number	: 1068
Outside Diameter	: 3/4 in
BWG	: 18 BWG
Pitch	: 15/16 in tringular pitch
Passes	: 2

7. *Rotary Vacum Filter (H-220)*

Fungsi	: Untuk mencuci pulp yang keluar dari blowtank
Tipe	: Rotary drum filter
Kapasitas	: 2990111,79 kg/jam
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 90,54 °C
Berat filtrat yang keluar	: 2931328,63 kg/jam
Berat cake yang dihasilkan dalam filter	: 58783,16 kg/jam
Densitas cake	: 1102,19 kg/m ³
Densitas filtrat	: 982,85 kg/m ³
Viskositrat filtrat	: 0,000519 Pa.s
Volume filtrat	: 2982,48 m ³ /jam
Massa dry cake	: 12905,59 kg/jam
Konsentrasi padatan masuk filter (Cs)	: 4,33 kg/m ³ slurry
Kandungan air pada cake filter	: 78%
Penurunan tekanan	: 67 kPa
Waktu siklus (t)	: 5 menit 300 s
Bagian filter yang tercelup	: 30%
Luas filter	: 3659,13 m ²
Diameter filter	: 0,73 m
Tinggi filter	: 1,47 m
waktu tinggal	: 90 s
Kecepatan putaran	: 0,06 putaran/menit
Jumlah	: 1 unit

III. *Tahap Bleaching***1. *Tangki Pengenceran H₂O₂ (M-231)***

Fungsi	: Untuk mengencerkan larutan H ₂ O ₂ 30 % menjadi 10 %
Type	: Silinder dengan tutup atas dan



bawah standart dishead
dilengkapi pengaduk

Dimensi Tangki :

Kapasitas	: 82,60 cuft
Tinggi	: 160,71 in
Diameter	
-Inside Diameter	: 36 in
-Outside Diamer	: 38 in
Tebal Shell	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit

Dimensi Pengaduk :

Jenis Pengaduk	: Propeller
Diameter Pengaduk	: 12 in
Kecepatan Putaran	: 1 rps
Power Motor	: 1 hp
Jumlah	: 1 unit

2. Mixer (M-232)

Fungsi	: Untuk menyampurkan bubur pulp dengan hidrogen peroksid dan air
Type	: Silinder dengan tutup atas dan bawah standart dishead dilengkapi pengaduk

Dimensi Tangki :

Kapasitas	: 5977,42 cuft
Tinggi	: 692,005 in
Diameter	
-Inside Diameter	: 156 in
-Outside Diamer	: 168 in
Tebal Shell	: 3/8 in
Tebal Tutup Atas	: 7/16 in

Tebal Tutup Bawah	: 7/16 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
<u>Dimensi Pengaduk :</u>	
Jenis Pengaduk	: Propeller
Diameter Pengaduk	: 52 in
Kecepatan Putaran	: 1 rps
Power Motor	: 3 hp
Jumlah	: 1 unit
3. Pompa (L-233)	
Fungsi	: Untuk memompa bubur pulp dari mixer 1 menuju reaktor hidrogen peroksida
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 606,74 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 14,70 psi
Discharge pressure	: 72,52 psi
Beda ketinggian	: 26 ft
Ukuran pipa	: 12,09 in OD, sch.80
Power pompa	: 3 hp
Jumlah	: 1 unit
4. Reaktor H₂O₂ (R-230)	
Fungsi	: Untuk mereaksikan lignin dengan hidrogen peroksida untuk meningkatkan brightness pulp
Type	: Mixed flow reactor
Jumlah	: 1 unit
<u>Dimensi Tangki :</u>	
Kapasitas	: 10796,05 cuft
Tinggi	: 852,008 in



Diameter	
-Inside Diameter	: 192 in
-Outside Diamer	: 204 in
Tebal Shell	: 1 1/4 in
Tebal Tutup Atas	: 1 3/4 in
Tebal Tutup Bawah	: 1 3/4 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
<u>Dimensi Pengaduk :</u>	
Jenis Pengaduk	: Propeller
Diameter Pengaduk	: 64 in
Kecepatan Putaran	: 1 rps
Power Motor	: 7 hp
<u>Dimensi Jaket :</u>	
Vsteam	: 661188,31 cuft/jam
Diameter	
-Inside Diameter	: 16,04 ft
-Outside Diamer	: 16,88 ft
Tinggi Jaket	: 71 ft
Luas Area Steam	: 21,53 ft ²
Kecepatan Superficial	: 30705,83 ft/jam
Steam	
5. Pompa (L-241)	
Fungsi	: Untuk memompa pulp dari reaktor hidrogen peroksida menuju tangki penyimpanan sementara
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 569,18 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 72,52 psi
Discharge pressure	: 14,50 psi
Beda ketinggian	: 7 ft
Ukuran pipa	: 12,09 in OD, sch.80



Power pompa	: 2 hp
Jumlah	: 1 unit
6. Tangki Penyimpanan (F-242)	
Fungsi	: Untuk menyimpan sementara bubur pulp setelah proses bleaching H_2O_2
Type	: Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead
Kapasitas	: 5623,96 cuft
Tinggi	: 747,27 in
Diameter	
-Inside Diameter	: 156 in
-Outside Diameter	: 168 in
Tebal Shell	
-Course 1	: 3/8 in
-Course 2	: 5/16 in
-Course 3	: 5/16 in
-Course 4	: 1/4 in
-Course 5	: 1/4 in
-Course 6	: 3/16 in
-Course 7	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
7. Pompa (L-243)	
Fungsi	: Untuk memompa bubur pulp dari tangki penyimpanan sementara menuju washer 2
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 561,12 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel



Suction pressure	: 14,50 psi
Discharge pressure	: 14.50 psi
Beda ketinggian	: 11 ft
Ukuran pipa	: 8,63 in OD, sch.100
Power pompa	: 2 hp
Jumlah	: 1 unit
8. Heat Exchanger (E-244)	
Fungsi	: Untuk menaikkan suhu air proses dari 30 °C menjadi 70 °C
Type	: Shell and Tube Heat Exchanger
Jumlah	: 1 unit
<u>Shell Side :</u>	
Inside Diameter	: 21,25 in
Passes	: 1
<u>Tube Side :</u>	
Number	: 342
Outside Diameter	: 3/4 in
BWG	: 18 BWG
Pitch	: 15/16 in triangular pitch
Passes	: 2
9. Rotary Vacum Filter (H-240)	
Fungsi	: Untuk mencuci pulp yang keluar dari tangki penyimpanan sementara
Tipe	: Rotary drum filter
Kapasitas	: 457867,98 kg/jam
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 75,5 °C
Berat filtrat yang keluar	: 436642,21 kg/jam
Berat cake yang dihasilkan dalam filter	: 21225,77 kg/jam
Densitas cake	: 1326,58 kg/m ³

Densitas filtrat	: 962,21 kg/m ³
Viskositrat filtrat	: 0,000377 Pa.s
Volume filtrat	: 453,79 m ³ /jam
Massa dry cake	: 12329,40 kg/jam
Konsentrasi padatan masuk filter (Cs)	: 27,17 kg/m ³ slurry
Kandungan air pada cake filter	: 42%
Penurunan tekanan	: 67 kPa
Waktu siklus (t)	: 5 menit 300 s
Bagian filter yang tercelup	: 30%
Luas filter	: 1381,30 m ²
Diameter filter	: 0,73 m
Tinggi filter	: 1,47 m
waktu tinggal	: 90 s
Kecepatan putaran	: 0,06 putaran/menit
Jumlah	: 1 unit
10. Tangki Pengenceran Na₂S₂O₄ (M-251)	
Fungsi	: Untuk mengencerkan larutan Na ₂ S ₂ O ₄ 90 % menjadi 35 %
Type	: Silinder dengan tutup atas dan bawah standart dishead dilengkapi pengaduk
<u>Dimensi Tangki :</u>	
Kapasitas	: 22,49 cuft
Tinggi	: 108,62 in
Diameter	
-Inside Diameter	: 24 in
-Outside Diamer	: 26 in
Tebal Shell	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C



Jumlah : 1 unit

Dimensi Pengaduk :

Jenis Pengaduk : Propeller

Diameter Pengaduk : 8 in

Kecepatan Putaran : 1 rps

Power Motor : 1 hp

Jumlah : 1 unit

11. Mixer (M-252)

Fungsi : Untuk menyampurkan bubur pulp dengan sodium dithionite dan air

Type : Silinder dengan tutup atas dan bawah standart dishead dilengkapi pengaduk

Dimensi Tangki :

Kapasitas : 3741,13 cuft

Tinggi : 579,85 in

Diameter

-Inside Diameter : 132 in

-Outside Diamer : 138 in

Tebal Shell : 5/16 in

Tebal Tutup Atas : 3/8 in

Tebal Tutup Bawah : 3/8 in

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Dimensi Pengaduk :

Jenis Pengaduk : Propeller

Diameter Pengaduk : 44 in

Kecepatan Putaran : 1 rps

Power Motor : 1 hp

Jumlah : 1 unit

12. Pompa (L-253)

Fungsi : Untuk memompa pulp dari



mixer menuju reaktor bleaching

2

Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 340,17 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 14,70 psi
Discharge pressure	: 72,52 psi
Beda ketinggian	: 4 ft
Ukuran pipa	: 6,07 in OD, sch.40
Power pompa	: 1 hp
Jumlah	: 1 buah

13. Reaktor Na₂S₂O₄ (R-250)

Fungsi	: Untuk mereaksikan lignin dengan sodium dithionite untuk meningkatkan brightness pulp
Type	: Mixed flow reactor
Jumlah	: 1 unit
<u>Dimensi Tangki :</u>	
Kapasitas	: 6658,53 cuft
Tinggi	: 692,05 in
Diameter	
-Inside Diameter	: 156 in
-Outside Diamer	: 168 in
Tebal Shell	: 1 in
Tebal Tutup Atas	: 1 1/2 in
Tebal Tutup Bawah	: 1 1/2 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
<u>Dimensi Pengaduk :</u>	
Jenis Pengaduk	: Propeller
Diameter Pengaduk	: 52 in
Kecepatan Putaran	: 1 rps
Power Motor	: 3 hp
<u>Dimensi Jaket :</u>	



Vsteam : 189723,70 cuft/jam

Diameter

-Inside Diameter : 13,04 ft

-Outside Diamer : 13,88 ft

Tinggi Jaket : 57,67 ft

Luas Area Steam : 17,61 ft²

Kecepatan Superficial Steam : 10774,87 ft/jam

14. Pompa (L-261)

Fungsi

: Untuk memompa bubur pulp dari reaktor sodium dithionite menuju tangki penyimpanan

: Centrifugal Pump

Tipe

: 346,23 gpm

Kapasitas

: Cast iron

Material case

: Carbon steel

Material rotor

: 72,52 psi

Suction pressure

: 14,50 psi

Discharge pressure

: 7 ft

Beda ketinggian

: 8,63 in OD, sch.80

Ukuran pipa

: 1 hp

Power pompa

: 1 unit

Jumlah

15. Tangki penyimpanan (F-262)

Fungsi

: Untuk menyimpan sementara bubur pulp setelah proses bleaching Na₂S₂O₄

Type : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead

: 3469,22 cuft

Kapasitas

: 627,73 in

Tinggi

Diameter

: 132 in

-Inside Diameter

: 138 in

-Outside Diameter

**Tebal Shell**

-Course 1	: 5/16 in
-Course 2	: 5/16 in
-Course 3	: 1/4 in
-Course 4	: 1/4 in
-Course 5	: 3/16 in
-Course 6	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 7/16 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit

16. Pompa (L-263)**Fungsi**

Tipe	: Untuk memompa pulp dari tangki penyimpanan menuju washer 3
Kapasitas	: Centrifugal Pump
Material case	: 346,23 gpm
Material rotor	: Cast iron
Suction pressure	: Carbon steel
Discharge pressure	: 14,50 psi
Beda ketinggian	: 14,50 psi
Ukuran pipa	: 4 ft
Power pompa	: 6,63 in OD, sch.40
Jumlah	: 1 hp

17. Heat Exchanger (E-264)**Fungsi**

Type	: Untuk menaikkan suhu air proses dari 30 °C menjadi 70 °C
Jumlah	: Shell and Tube Heat Exchanger
<u>Shell Side :</u>	: 1 unit

Inside Diameter

: 17,25 in



Passes	: 1
<u>Tube Side :</u>	
Number	: 224
Outside Diameter	: 3/4 in
BWG	: 18 BWG
Pitch	: 15/16 in tringular pitch
Passes	: 2
18. Rotary Vacum Filter (H-260)	
Fungsi	: Untuk mencuci pulp yang keluar dari tangki penyimpanan sementara
Tipe	: Rotary drum filter
Kapasitas	: 275012,61 kg/jam
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 30 °C
Berat filtrat yang keluar	: 275012,61 kg/jam
Berat cake yang dihasilkan dalam filter	: 17474,03 kg/jam
Densitas cake	: 1389,25 kg/m ³
Densitas filtrat	: 964,45 kg/m ³
Viskositrat filtrat	: 0,000646 Pa.s
Volume filtrat	: 285,15 m ³ /jam
Massa dry cake	: 11875 kg/jam
Konsentrasi padatan masuk filter (Cs)	: 41,64 kg/m ³ slurry
Kandungan air pada cake filter	: 32,04%
Penurunan tekanan	: 67 kPa
Waktu siklus (t)	: 5 menit 300 s
Bagian filter yang tercelup	: 30%
Luas filter	: 1074,59 m ²
Diameter filter	: 0,73 m
Tinggi filter	: 1,47 m

waktu tinggal	: 90 s
Kecepatan putaran	: 0,06 putaran/menit
Jumlah	: 1 unit
IV. Tahap Post Treatment	
1. Tangki Pengenceran (M-311)	
Fungsi	: Untuk mengencerkan bubur pulp dengan proses penambahan air
Type	: Silinder dengan tutup atas dan Bawah standart dishead dilengkapi pengaduk
<u>Dimensi Tangki :</u>	
Kapasitas	: 16028,13 cuft
Tinggi	: 962,13 in
Diameter	
-Inside Diameter	: 216 in
-Outside Diamer	: 228 in
Tebal Shell	: 1/2 in
Tebal Tutup Atas	: 3/4 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/4 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
<u>Dimensi Pengaduk :</u>	
Jenis Pengaduk	: Propeller
Diameter Pengaduk	: 72 in
Kecepatan Putaran	: 1 rps
Power Motor	: 11 hp
Jumlah	: 1 unit
2. Pompa (L-312)	
Fungsi	: Untuk memompa pulp dari tangki penyimpanan menuju headbox
Tipe	: Centrifugal Pump



Kapasitas	: 1505,72 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 14,70 psi
Discharge pressure	: 14,70 psi
Beda ketinggian	: 14 ft
Ukuran pipa	: 6,63 in OD, sch.10
Power pompa	: 0,431 hp
Jumlah	: 1 unit

3. Head Box (X-313)

Fungsi	: Untuk mendistribusikan serat bubur pulp secara merata ke atas wire part
Tipe	: Three-pass baffle headbox
Kecepatan alir roll	: 1,5 ft/s
Diameter roll	: 16 in
Jumlah roll	: 3 roll
Ketebalan roll	: 0,25 in
Kecepatan putar roll	: 30 rpm
Ketinggian headbox	: 10 m
Jet Geometry	: 45,95 ft/s
Jumlah	: 1 unit

4. Wire Part (X-314)

Fungsi	: Untuk membentuk bubur pulp menjadi lembaran pulp
Type	: Metal Wire
Panjang Wire	: 30 m
Lebar Wire	: 7,2 m
Jumlah	: 1 unit

5. Rotary Drum Dryer (B-310)

Fungsi	: Untuk mengeringkan pulp yang keluar dari wire part
--------	--

Jenis	: <i>Countercurrent Rotary Dryer</i>
Volume rotary dryer	: 13197,69 ft ³
Luas permukaan dryer	: 15,16 ft ²
Diameter dryer	: 14,98 ft
Panjang dryer	: 74,91 ft
Diameter nozzel	: 0,03 ft
Jumlah putaran	: 2,13 rpm
Waktu tinggal	: 35 menit
Jumlah	: 1 unit
6. Roll (X-315)	
Fungsi	: Untuk menyimpan lembaran pulp dalam bentuk roll
<u>Dimensi Roller :</u>	
Volume	: 192,50 m ³
Diameter	: 3 m
Tinggi	: 3 m
Jumlah	: 600 roller
<u>Dimensi Gudang :</u>	
Tinggi	: 33 m
Panjang	: 69 m
Lebar	: 69 m
Jumlah	: 2 buah



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VI

UTILITAS

Utilitas merupakan sarana penunjang dari proses utama di pabrik. Oleh karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik *pulp* dari tandan kosong kelapa sawit dengan proses *acetocell* ini meliputi:

1. Air

Air dalam pabrik *pulp* ini digunakan sebagai air proses, air umpan boiler dan air sanitasi.

2. Steam

Steam digunakan pada proses di *digester*, reaktor H_2O_2 , reaktor $Na_2S_2O_4$, *heat exchanger*, dan *dryer*.

3. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan sumber penerangan.

4. Bahan bakar

bahan bakar berfungsi untuk bahan bakar boiler dan pembangkit tenaga listrik

VI.1 Air

Air adalah substansi kimia dengan rumus kimia H_2O , satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen. Air bersifat tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau pada kondisi standar, yaitu pada tekanan 100 kPa (1 bar) dan temperatur 273,15 K (0 °C). Zat kimia ini merupakan suatu pelarut yang penting, yang memiliki kemampuan untuk melarutkan banyak zat kimia lainnya, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan banyak macam molekul organik.

Kebutuhan air pabrik direncanakan diambil dari air sungai. Air adalah pelarut yang kuat, melarutkan banyak jenis zat kimia. Zat-zat yang bercampur dan larut dengan baik dalam air (misalnya garam-garam) disebut sebagai zat-zat hidrofilik.



Kelarutan suatu zat dalam air ditentukan oleh dapat tidaknya zat tersebut menandingi kekuatan gaya tarik-menarik listrik (gaya intermolekul dipol-dipol) antara molekul-molekul air. Jika suatu zat tidak mampu menandingi gaya tarik-menarik antar molekul air, molekul-molekul zat tersebut tidak larut dan akan mengendap dalam air. Oleh karena itu air merupakan solvent umum dan secara praktis semua zat bisa larut di dalamnya, maka sebelum digunakan air perlu diolah terlebih dahulu baik dengan cara penyaringan untuk menghilangkan kotoran – kotoran yang bersifat mikro maupun yang bersifat makro sebelum masuk ke penampung.

Air di dalam bak penampung kemudian diolah lebih lanjut sesuai keperluan. Adapun kegunaan air adalah sebagai berikut:

1. Air sanitasi
2. Air proses
3. Air pendingin
4. Air umpan boiler

VI.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan mandi, minum, memasak, mencuci, dan sebagainya. Pada dasarnya air sanitasi memiliki standart kualitas air bersih, yaitu:

- a. Fisik
 - Suhu : Dibawah suhu udara sekitar
 - Warna : Jernih
 - Rasa : Tidak berasa
 - Bau : Tidak berbau
 - Kekeruhan : Kurang dari 1 mgr SiO_2 / liter
- b. Kimia
 - pH berkisar 6.5 – 8.5
 - Kesadahan kurang dari 70 CaCO_3
 - Tidak mengandung zat terlarut baik organik, anorganik maupun radioaktif
 - Tidak mengandung zat beracun

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, Ag, Cr, Hg.
- c. Biologis
Tidak mengandung kuman atau bakteri terutama bakteri patogen

Untuk memenuhi persyaratan-persyaratan diatas dapat dilakukan proses penjernihan sebelumnya dan untuk bakteriologis (penghilangan bakteri) perlu ditambahkan kaporit (CaOCl_2) sebagai desinfektan yang fungsinya adalah untuk mencegah berkembangbiaknya bakteri pada sistem distribusi air sanitasi.

VI.1.2 Air Proses

Air proses adalah air yang digunakan dalam proses pembuatan *pulp*. Air proses dalam pabrik ini digunakan untuk bahan baku pembuatan steam, proses pencucian pada *rotary vacuum filter*, dan pengenceran *pulp*.

Hal yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air adalah:

- Alkalinitas
- Keasaman (pH)
- Kekaruan
- Warna
- Air yang digunakan tidak mengandung Fe dan Mn

VI.1.3 Air Umpam Boiler

Air umpan boiler adalah air yang dilunakkan dari kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut dan air yang digunakan untuk menghasilkan steam pada bioler. Walaupun air sudah kelihatan jernih tetapi pada umumnya masih mengandung garam dan asam yang terbawa oleh air sungai yang dapat merusak boiler.

Hal – hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air umpan boiler adalah:

- Zat – zat penyebab korosi

Korosi dalam ketel disebabkan karena tidak sempurnanya pengaturan pH dan penghilangan oksigen, penggunaan



kembali air kondensat yang banyak mengandung bahan-bahan pembentuk karat dan korosi yang terjadi selama ketel tidak dioperasikan.

- Zat penyebab ‘*scale foaming*’

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika (Alerts, G., Santika, S.S., 1987).

- Zat penyebab *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan busa (*foam*) pada boiler, karena adanya zat – zat organik, anorganik dan zat tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

Sebelum air dari unit pengolahan air digunakan sebagai umpan boiler, dilakukan pelunakan air. Adapun tujuannya adalah untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang mudah sekali membentuk kerak. Kerak akan menghalangi perpindahan proses panas sehingga akan menyebabkan *overheating* yang memusat dan menyebabkan pecahnya pipa.

VI.1.4 Proses Pengolahan Air

Untuk pengolahan air meliputi;

- a. Pengolahan secara fisika, seperti pengendapan *suspended solid* tanpa koagulan (*plan sedimentation*), pemisahan atau penyaringan minyak dan kotoran padat lainnya.
- b. Pengolahan secara kimia atau klarifikasi terutama untuk memisahkan kontaminan yang terlarut.
- c. Pengolahan secara fisika lanjutan, seperti proses penyaringan/filtrasi, terutama untuk menyempurnakan proses kimia.
- d. Pengolahan khusus yang tergantung pada penggunaannya, seperti;
 - Pelunakan dengan kapur
 - Pelunakan dengan menggunakan kation

Pengendapan Kotoran

Air yang diambil dari sungai sebelum masuk bak penampung dilewatkan saringan (*strainer*) untuk mengurangi kotoran seperti sampah dan lain – lain. Setelah itu air dilewatkan ke bak *skimming* untuk menyaring kandungan minyak dan air dalam lemak akan mengendap, sedangkan air secara *overflow* dari bak penampung dialirkan ke pengolahan berikutnya.

Penambahan Bahan Kimia

Pada bak flokulator dengan pengadukan cepat disertai penambahan tawas $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O]$ agar larutan tawas dapat tercampur sempurna dengan air yang diolah. Tujuan penambahan tawas adalah untuk memperbesar ukuran partikel padatan yang sukar mengendap sehingga waktu pengendapan menjadi lebih cepat. Setelah terbentuk gumpalan – gumpalan, air dialirkan ke bak berpengaduk dengan kecepatan lambat (5 – 8 rpm) yang disertai penambahan larutan kapur $[Ca(OH)_2]$. Tujuan pengadukan lambat disini adalah untuk membantu memperbesar flok – flok sehingga menjadi berat. Sedangkan penambahan larutan kapur bertujuan untuk mengikat kesadahan karbonat (diktat utilitas hal III-9). Melalui reaksi berikut;



Air kemudian dialirkan secara *overflow* ke bak pengolahan berikutnya.

Penyaringan

Kemudian air mengalir dengan *flow rate* yang lambat dalam bak sedimentasi atau *clarifier* agar flok – flok yang sudah terbentuk tidak rusak. Di bak sedimentasi ini air diberi kesempatan untuk mengendap sebaik mungkin. Air jernih dari bagian atas ditampung dalam bak penampung sementara, kemudian dipompa ke sand filter yang berfungsi untuk



menangkap partikel – partikel kecil yang tidak dapat diendapkan. Partikel – partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil . Air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit sebagai pembunuh kuman. Untuk air proses dapat langsung digunakan, sedangkan untuk air umpan boiler dilakukan demineralisasi pada kation *exchanger*.

Pengolahan Pelunakan

Ion *exchanger* terdiri dari kation dan anion *exchanger*. Pada kation *exchanger*, ion positif seperti Mg^{2+} dan Ca^{2+} digantikan dengan ion Na^{2+} dari resin kation (RNa_2), sedangkan pada anion *exchanger* ion negatif seperti Cl^- diikat oleh resin basa kuat (ROH). Reaksi yang terjadi pada reaksi demineralisasi yaitu :

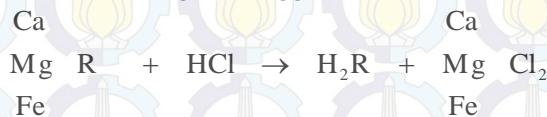
- **Kation *exchanger***



Resin akan jenuh setelah bekerja selama 36 jam yang ditunjukkan dengan kenaikan konduktivitas anion, penurunan FMA (*free mineral acid*), kenaikan pH, total hardness lebih besar dari 0.

Untuk efektifitas operasi, unit ini juga dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin, yaitu dengan menambahkan larutan HCl kedalam kation *exchanger* dan larutan NaOH untuk anion *exchanger*. Regenerasi yang terjadi yaitu :

Kation *exchanger*, dengan menggunakan HCl 5%



VI.1.5 Perhitungan Kebutuhan Air

A. Air sanitasi

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak 0,2 m³/hari untuk tiap karyawan (Kemmer.N.Frank., hal 351).

Jumlah karyawan	:	500 orang
Kebutuhan air untuk 500 karyawan	:	100 m ³ /hari
Cadangan (10%)	:	10 m ³ /hari
Total	:	110 m³/hari

Untuk kebutuhan laboratorium, taman, *service water, hydrant* diperlukan air sebanyak 40% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

Kebutuhan lain-lain : 62 m³/hari

Kebutuhan air sanitasi pabrik : 172 m³/hari = 7,17 m³/jam

B. Air Umpam Boiler

Air yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan

Kebutuhan air pada pabrik ini meliputi :

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	<i>Pandia Digester</i> (R-210)	145.466,28
2.	<i>Heat Exchanger 1</i> (E-224)	185.428,72
3.	Reaktor H ₂ O ₂ (R-230)	1.777,32
4.	<i>Heat Exchanger 2</i> (E-244)	28.394,21
5.	Reaktor Na ₂ S ₂ O ₄ (R-250)	2.689,90
6.	<i>Heat Exchanger 3</i> (E-264)	18.138,26
7.	<i>Rotary Drum Dryer</i> (B-310)	449.190,03
Total		831.084,73

Air umpan boiler yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan :

$$= \frac{\text{rate massa air}}{\rho}$$



$$\begin{aligned}
 &= \frac{831.084,73}{995,68} \\
 &= 834,69 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

C. Air Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik ini meliputi :

No	Nama Peralatan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Tangki Pengenceran CH_3COOH (M-215)	43.819,92
2	<i>Rotary Vacum Filter 1</i> (H-220)	2.135.794,14
3	Tangki Pengenceran H_2O_2 (M-231)	1.175,66
4	<i>Mixer</i> H_2O_2 (M-232)	70.272,77
5	<i>Rotary Vacum Filter 2</i> (H-240)	327.048,56
6	Tangki Pengenceran $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (M-251)	359,23
7	<i>Mixer</i> $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (M-252)	61.754,01
8	<i>Rotary Vacum Filter 3</i> (H-260)	208.919,03
9	Tangki Penyimpanan (F-331)	321.811,68
TOTAL		3.170.954,99

Air proses yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 &\text{rate massa air} \\
 &= \frac{\rho}{\text{ }} \\
 &= \frac{3.170.954,99}{995,68} \\
 &= 3.184,71 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Karena digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air, maka diasumsikan : 80% dari kondensat kembali ke air umpan boiler
Jadi :

Air kondensat yang diresirkulasi adalah 80% dari total kondensat
 $= 80\% \times 831.084,73 \text{ m}^3/\text{jam}$
 $= 664.867,78 \text{ m}^3/\text{jam}$

Jadi total air yang hilang adalah $= 831.084,73 - 664.867,78 \text{ m}^3/\text{jam}$
 $= 166.216,95 \text{ m}^3/\text{jam}$

Air sungai yang diambil dari sungai :

1. air sanitasi	= 7,17	m^3/jam
2. air makeup water boiler	= 166.216,95	m^3/jam
3. air proses	= 3.170.954,99	m^3/jam +
Total		$= 3.337.179,11 \text{ m}^3/\text{hari}$

VI.2 Steam

Pada pabrik *pulp* ini, steam mempunyai peranan yang sangat penting. Steam yang digunakan adalah saturated steam.

Kebutuhan steam untuk pabrik *pulp* adalah sebagai berikut :

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	<i>Pandia Digester</i> (R-210)	145.466,28
2.	<i>Heat Exchanger 1</i> (E-224)	185.428,72
3.	Reaktor H_2O_2 (R-230)	1.777,32
4.	<i>Heat Exchanger 2</i> (E-244)	28.394,21
5.	Reaktor $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (R-250)	2.689,90
6.	<i>Heat Exchanger 3</i> (E-264)	18.138,26
7.	<i>Rotary Drum Dryer</i> (B-310)	449.190,03
Total		831.084,73

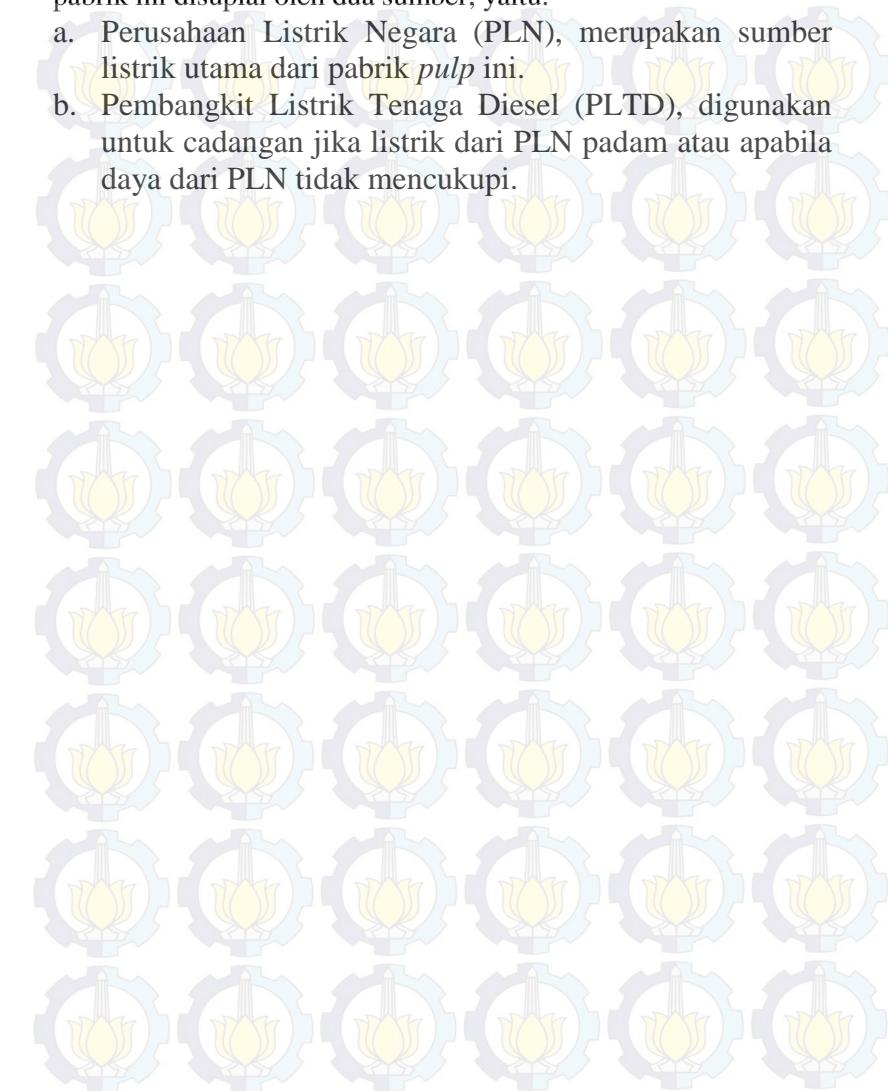
VI.3 Listrik

Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh jaringan PLN dan sebagai cadangan dipakai generator set untuk mengatasi keadaan bila sewaktu – waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing – masing ruangan atau halaman di



sekitar pabrik yang memerlukan penerangan. Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh dua sumber, yaitu:

- a. Perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari pabrik *pulp* ini.
- b. Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik dari PLN padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi.



BAB VII

KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA

VII.1. Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Secara Umum

VII.1.1 Usaha-usaha Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja dalam pabrik merupakan faktor penting dan perlu mendapatkan perhatian khusus, karena pengabaian terhadap keselamatan kerja dapat mengakibatkan terjadinya hal-hal tidak diinginkan, baik terhadap karyawan maupun peralatan yang digunakan. Dengan terjaminnya kesehatan dan keselamatan kerja dalam pabrik jalannya produksi bisa berjalan dengan lancar.

Keselamatan kerja merupakan sarana untuk mengendalikan atau mencegah kecelakan, kebakaran, penyakit akibat kerja atau hal-hal lain berkaitan dengan lingkungan kerja.

Tujuan keselamatan kerja adalah sebagai berikut :

- Melindungi tenaga kerja atas hak keselamatannya dalam melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup.
- Menjamin keselamatan setiap pekerja pada tempat dimana dia kerja.
- Memberikan rasa aman pada setiap pekerja sehingga dapat meningkatkan produktivitas kerja.
- Mengurangi kecelakaan kerja yang menyebabkan cacat, sakit, dan kematian sehingga pembiayaan yang tidak perlu dapat ditekan.

Kerugian-kerugian yang disebabkan kecelakaan antara lain :

- Kerusakan dari peralatan proses.
- Keresahan dari pekerja sehingga dapat timbul kekacauan organisasi.
- Berhentinya proses produksi beberapa waktu.
- Timbulnya penyakit, cacat tubuh, dan kematian.

Karena itu keselamatan kerja perlu diperhatikan, baik oleh karyawan maupun pemilik perusahaan. Keselamatan kerja yang dilaksanakan sebaiknya-baiknya dengan partisipasi pengusaha



Bab VII Keselamatan dan Kesehatan Kerja

dan karyawan akan membawa kondisi keamanan dan ketenangan kerja sehingga terjadi hubungan baik antara pengusaha dan karyawan yang merupakan landasan kuat bagi terciptanya keselamatan produksi (P.K.Suma'mur,1989).

Menurut UU No. 1 th 1970 yang dimaksud keselamatan kerja yaitu :

- Agar para pekerja dan orang lain yang berada di lokasi pekerjaan tetap sehat dan selamat.
- Melindungi sumber-sumber produksi agar terpelihara dengan baik dan dipergunakan secara efisien.
- Melindungi agar proses produksi berjalan lancar tanpa hambatan apapun.
- Kesehatan dan keselamatan kerja memerlukan tanggung jawab dari semua pihak karena hal ini tergantung dari Direksi, tingkah laku karyawan, keadaan peralatan atau lingkungan kerja itu sendiri.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam , antara lain :

- Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
- Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.
- Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
- Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

VII.1.2 Sebab-sebab terjadinya kecelakaan kerja

Kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi pada seseorang disebabkan bahaya yang berkaitan dengan pekerjaannya. Pada pabrik *pulp* dari tandan kosong kelapa sawit dengan proses *acetocell* ini, keselamatan dan kesehatan kerja

adalah bagian yang mendapatkan perhatian khusus, oleh karena itu pengabaian keselamatan kerja dapat mengakibatkan kecelakaan kerja. Maka dari itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk melindungi tenaga kerja atas hak keselamatannya dalam melakukan pekerjaan, menjamin keselamatan setiap orang yang berada di tempat kerja dan memelihara serta menggunakan sumber produksi secara aman dan efisien.

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

1. Bahaya fisik

- Kebisingan diatas 95 Db
- Suhu tinggi/rendah
- Penerangan
- Ventilasi
- Tata ruang yang tidak teratur

2. Bahaya Mekanik

- Benda-benda bergerak atau berputar
- Sistem pengamanan tidak bekerja atau tidak terpasang

3. Bahaya Kimia

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

4. Bahaya Kebocoran

Kebocoran aliran steam pada proses pembuatan *pulp* ini merupakan bahaya laten yang harus diwaspadai. Maka dari itu pada perpipaan yang akan dilalui steam hendaknya dilakukan penanganan dan pengawasan khusus. Karena kebocoran pada sistem perpipaan ini akan menimbulkan bahaya yang berakibat fatal, mengingat steam yang digunakan dalam pabrik ini adalah steam terjadi pada semua sambungan pipa, tangki-tangki penampung reaktor dan *heat exchanger*. Maka sebaiknya untuk pipa diletakkan diatas permukaan tanah dan bila



terpaksa dipasang dibawah tanah, serta dilengkapi dengan *fire stop* dan *drainage* (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah terjadinya kontaminasi.

5. Bahaya Kebakaran dan ledakan

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

VII.1.1.3 Alat-alat Pelindung Diri

Menurut Undang-undang Keselamatan kerja No.1 tahun 1970, untuk mengurangi kecelakaan akibat kerja, maka perusahaan harus menyediakan alat pelindung diri yang sesuai dengan jenis perusahaannya masing-masin. Alat pelindung diri yang diperlukan pada pabrik *pulp* dari tandan kosong kelapa sawit dengan proses *acetocell* antara lain :

1. Pelindung kepala

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

- *Safety Helmet* : Melindungi kepala dari benturan. Digunakan pada semua unit.
- *Chemical helmet* : Melindungi kepala dari bahan-bahan kimia, seperti H_2O_2 , $Na_2S_2O_4$ dan CH_3COOH

2. Pelindung mata

Secara alami manusia telah dilengkapi dengan berbagai pelindung, namun pelindung ini kurang mampu melindungi mata dan polusi yang terdapat di sekitar bahan-bahan kimia dan partikel-partikel halus lainnya. Selain itu alat pelindung mata dapat melindungi mata dari percikan bahan-bahan korosif, gas atau steam yang dapat menyebabkan iritasi pada mata. Secara umum bentuknya dapat dibedakan atas :

- *Googles* : kaca mata pengaman terhadap debu. Digunakan pada unit *bale breaker*, *screening* dan *bucket elevator*.

- Tameng muka : digunakan pada unit pemasakan *pulp* (digester) dan tangki *bleaching*.

3. Pelindung telinga

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

- *Ear muff* : Melindungi telinga dari suara bising di atas 95dB. Digunakan disekitar boiler, reaktor digester dan reaktor *bleaching*.
- *Ear plug* : Melindungi telinga dari suara bising kurang dari 95 dB. Digunakan di *press part*, area pompa, dan dryer.

4. Pelindung tangan

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

- Sarung tangan karet : Melindungi tangan dari bahan kimia.
- Sarung tangan asbes : Melindungi tangan dari panas. Digunakan disekitar digester, *blow tank*, tangki *bleaching* dan *dryer*.

5. Pelindung kaki

Alat ini berfungsi untuk melindungi kaki dari jatuhnya benda-benda keras, terpercik aliran panas, larutan chemical seperti H_2O_2 , $Na_2S_2O_4$ dan CH_3COOH . Alat pelindung kaki ini berupa sepatu yang terbuat dari bahan semi karet. Alat ini digunakan disemua area pabrik.

6. Pelindung pernafasan

Terdapat dua jenis alat pelindung pernafasan :



- *Full face masker* : Pelindung muka dan pernafasan dari gas-gas kimia. Digunakan disekitar area pemasakan *pulp* (digester) dan *bleaching*.
- *Half Masker* : Melindungi muka dari debu kurang dari 10 mikron dan gas tertentu. Digunakan disekitar area *Belt Conveyor* dan *Bucket Elevator*.

7. Safety Belt

Digunakan untuk pekerja yang bekerja di tempat tinggi dan melindungi diri dari bahaya jatuh. Selain itu pabrik *pulp* ini dilengkapi dengan fasilitas pemadam kebakaran. Fasilitas pemadam kebakaran antara lain :

1. Tangki penampung air 1-3, kapasitasnya 300 m^3 .
2. Satu *fire jockey pump* bertekanan 3 kg/cm^2 .
3. Dua *hydrant pump* bertekanan 7 kg/cm^2 .
4. Sebuah *foam tank* bertekanan $1,8\text{ m}^3$.
5. Empat *foam hydrant*.
6. Empat *water hydrant*.

VII.2. Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Secara Khusus Usaha-Usaha Keselamatan Kerja

Menurut P.K.Suma'mur, untuk menghindari bahaya-bahaya tersebut maka dilakukan usaha-usaha pencegahan dan pengamanan yang sesuai dengan kebutuhan masing-masing unit di Pabrik *Pulp* dari tandan kosong kelapa sawit dengan proses acetocell yaitu :

1. Bangunan Fisik

Yang meliputi bangunan pabrik. Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Konstruksi bahan bangunan yang digunakan.
- Bangunan yang satu dengan yang lainnya dipisahkan dengan jalan yang Pemasangan rambu peringatan daerah berbahaya disekitar reaktor.
- Pemakaian sarung tangan, masker untuk para pekerja bagian reaktor.
- Cukup lebar dan tidak ada jalan buntu.

- Terdapat dua jalan keluar dari bangunan.
- Adanya peralatan penunjang untuk pengamanan dari bahaya alamiah seperti petir dan angin.

2. Reaktor

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Untuk mencegah terjadinya *overstressing*, dilakukan pengetesan tekanan dan temperatur setelah pembersihan.

3. Boiler

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Pemasangan penutup telinga bagi para pekerja disekitar boiler.
- Pemasangan rambu peringatan daerah berbahaya disekitar boiler.

4. Perpipaan

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Perpipaan diletakkan diatas permukaan tanah agar mudah penanganannya apabila terjadi kebocoran.
- Dipasang *safety valve* untuk mengatasi apabila terjadi kebocoran.
- Dilakukan tes hidrostatis sebelum pipa-pipa dipasang agar tidak terjadi stress yang berlebihan pada bagian-bagian tertentu.

5. Isolasi

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

6. Ventilasi

Fungsi dari ventilasi adalah untuk sirkulasi udara baik didalam ruangan maupun pada bangunan lainnya sehingga keadaan dalam ruangan tidak terlalu panas. Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau



membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya. Hal ini dapat menciptakan kenyamanan kerja serta dapat memperkecil bahaya keracunan akibat adanya gas-gas yang keluar akibat kebocoran, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

7. Sistem Alarm Pabrik

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

8. Alat-alat Bergerak

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

9. Sistem Kelistrikan

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

10. Karyawan

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

11. Instalasi Pemadam Kebakaran

Kebakaran dapat disebabkan karena adanya api kecil, kemudian secara tidak terkontrol dapat menjadi kebakaran besar. Untuk meminimalkan kerugian material akibat bahaya kebakaran ini setiap pabrik harus memiliki dua macam instalasi pemadam kebakaran, yaitu :

- Instalasi tetap : *hydrant, sprinkler, dry chemical power*
- Instalasi tidak tetap : *fire extinguisher.*
- Untuk instalasi pemadam tetap perangkatnya, diletakkan di tempat – tempat tertentu yang rawan bahaya kebakaran, misalnya : dekat reaktor, boiler, diruang operasi (Operasi Unit), atau *power station.*

(P.K.Suma'mur,1989).

VII.3. Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

VII.3.1 Pada Alat-Alat Utama

1. Reaktor

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

2. Washer

- Memasangkan alat control dan alat pengendali berupa temperatur *indicator controller*, selain itu dipasang *flow indicator controller* untuk mencatat dan mengatur debit aliran air pencuci yang diperlukan agar penggunaan air pencuci dapat lebih efektif.
- Selain itu setiap satu tahun sekali dilakukan *shut down* untuk membersihkan kerak pada alat maupun pipa-pipa.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung tangan dan alat pelindung kaki.



3. Dryer

- Proses utama pada *dryer* adalah pengurangan kadar air dari lembaran *pulp*, selain itu juga banyak steam yang disuplai. Sedangkan kandungan air maupun kondensat yang dihasilkan dapat menyebabkan korosi dan kerak pada alat, maka pencegahannya antara lain dengan melakukan pembersihan alat dari kerak dan korosi yang dilakukan setiap tahun sekali disaat pabrik *shut down*.
- Memberikan alat *control* dan pengendali berupa temperatur *controller* agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.
- Selain itu pengendalian korosi dapat dilakukan dengan mengolah air kondensat yang akan dimanfaatkan lagi dengan mengontrol kualitas air dari segi kesadahan, pH, alkalinitas, maupun besarnya hardness, sehingga tidak mengganggu kerja dari *dryer* sendiri.
- Untuk operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala, alat pelindung tangan, alat pelindung kaki, dan alat pelindung badan, karena suhu disekitar *dryer* tinggi.

VII.3.2 Pada Alat-Alat Pembantu

1. Tangki Penampung

- Karena bahan yang ditampung berupa *slurry* yaitu bubur *pulp*, maka harus dilengkapi dengan sistem pengamanan berupa pemberian label dan spesifikasi bahan.
- Setiap satu tahun sekali dilakukan *shut down* untuk membersihkan kerak pada alta serta pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung tangan, dan alat pelindung kaki.

2. Pompa

- Pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa dan karakteristik pompa disesuaikan dengan bahan yang akan dialirkan.

- Dilakukan *shut down* untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.

3. Perpipaan

- Dilakukan pengecatan secara bertahap pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa bercat merah sedangkan aliran fluida dingin digunakan pipa bercat biru.
- Dilakukan *shut down* untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.
- Penempatan perpipaan harus aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja dan karyawan.

4. Heat Exchanger

- Pada area *Heat Exchanger* harus dilengkapi dengan isolator untuk menghindari radiasi panas tinggi.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung badan, karena suhu disekitar *Heat Exchanger* sangat tinggi.
- Dilakukan *shut down* untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.

5. Boiler

- Pada boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB maksimal.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala, alat pelindung tangan, alat pelindung kaki, dan alat pelindung badan.
- Dilakukan *shut down* untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.

VII.3.3 Area Pabrik

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



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

Tabel VII.1 Peralatan Keselamatan Kerja di Pabrik

Nama Alat	Helmet	Googles	Ear Muff Ear Plug	Sarung tangan	Masker	Safety shoes	Cattle Pack
Digester/ Reaktor	V	-	V	V	V	V	V
Washer	V	-	-	V	V	V	V
Dryer	V	-	V	V	V	V	V
Crusher	V	V	V	V	V	V	-
Conveyor/ Elevator	V	V	-	V	V	V	-
Tangki Penampung Pulp	V	-	-	V	V	V	V
Tangki Penyimpan Bahan Kimia	V	-	-	V	V	V	V
Pompa	V	-	V	V	-	V	V
Heat Exchanger	V	-	V	V	V	V	V

BAB VIII

ALAT UKUR DAN INSTRUMENTASI

VIII.1 Alat Ukur secara Umum

Instrumentasi merupakan bagian terpenting dalam setiap proses industri kimia. Instrumentasi berfungsi untuk mengawasi /mengontrol kualitas dan kuantitas proses produksi. Instrumentasi ini dapat merupakan suatu petunjuk/indikator, perekam dan dapat pula berupa pengontrol/controller. Pabrik dilengkapi dengan instrumen yang digunakan untuk mengukur mencatat maupun untuk membetulkan penyimpangan yang terjadi pada variabel proses yang optimal yaitu suhu, aliran fluida, konsentrasi gas dan liquida.

Tujuan dan pemasangan peralatan instrumentasi adalah;

1. Untuk menjaga suatu proses instrumen agar tetap aman
2. Membantu mempermudah pengoperasian alat
3. Menjaga jalannya proses sehingga berada dalam batas operasi yang aman.
4. Mengetahui dengan cepat adanya gangguan, kerusakan dan kesalahan dalam operasi.
5. Menahan biaya produksi serendah mungkin dengan memperhatikan faktor lain
6. Menjaga kualitas produk yang baik dan sesuai dengan standard yang telah ditetapkan.

Dalam sistem pengendalian ada dua variabel proses, yaitu;

1. Variabel utama
yaitu variabel yang sangat penting berpengaruh dan mudah dikendalikan antara lain; tekanan, suhu, tinggi permukaan, dan laju alir.
2. Variabel lain
yaitu variabel yang diharapkan dapat dikendalikan melalui variabel utama. Variabel tersebut antara lain; konsentrasi, pH, kekentalan, dan rapat massa.

Pengendalian variabel proses tersebut dapat dilakukan secara manual maupun secara otomatis. Secara manual biasanya



peralatan yang dikontrol hanya diberi instrumen penunjuk saja. Sedangkan untuk instrumen automatik diperlukan beberapa elemen, yaitu;

- Sensor
sensor adalah suatu alat yang sangat sensitif terhadap perubahan besaran fisik yang terjadi dalam suatu proses. Besaran fisik tersebut oleh sensor dirubah menjadi besaran lain yang setara dengan perubahan proses.
- Elemen penguat
elemen tersebut berfungsi sebagai pengubah besaran fisik dari sensor hingga langsung dapat dibaca dan diamati
- Controller
control elemen sering sebagai *controller* adalah alat pengukur yang berfungsi mengatur besaran proses supaya berada pada kondisi yang diinginkan dan menjaga peralatan untuk dapat beroperasi secara optimum sehingga kondisi operasi dapat diperthankan konstan.
- Final control
final control berfungsi untuk mewujudkan signal koreksi dari kontroler menjadi aksi yang dapat mengembalikan kondisi variabel proses ke harga yang telah ditetapkan bila terjadi penyimpangan. Contoh; *valve*

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah *sensitivity*, *readibility*, *accuracy*, *precision*, faktor ekonomi, bahan konstruksi dan pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi tertentu.

VIII.1.1 Alat – alat Control yang Banyak Digunakan dalam Bidang Industri

- Pengatur suhu (temperatur)
 1. *Temperature Controller (TC)*
berfungsi mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta

2. Temperature Indicator (TI)

berfungsi mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung

3. Temperture Indicator Controller (TIC)

berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan temperatur operasi

• Pengaruh tekanan (pressure)**1. Pressure Indicator (PI)**

berfungsi mengetahui tekanan pada alat secara terus – menerus sesuai dengan kondisi yang diminta

2. Pressure Controller (PC)

berfungsi mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta

3. Pressure Indicator Controller (PIC)

berfungsi mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus – menerus sesuai dengan yang diminta

• Pengatur aliran (flow)**1. Flow Indicator Controller (FIC)**

berfungsi menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinyu

2. Flow Indicator (FI)

berfungsi menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan

3. Flow Controller (FC)

berfungsi mengendalikan laju aliran dalam peralatan

4. Flow Recorder (FR)

berfungsi mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus

5. Flow Recorder Control (FRC)

berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus – menerus.

• Pengatur tinggi cairan**1. Level Indicator (LI)**

berfungsi mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat



2. *Level Controller (LC)*

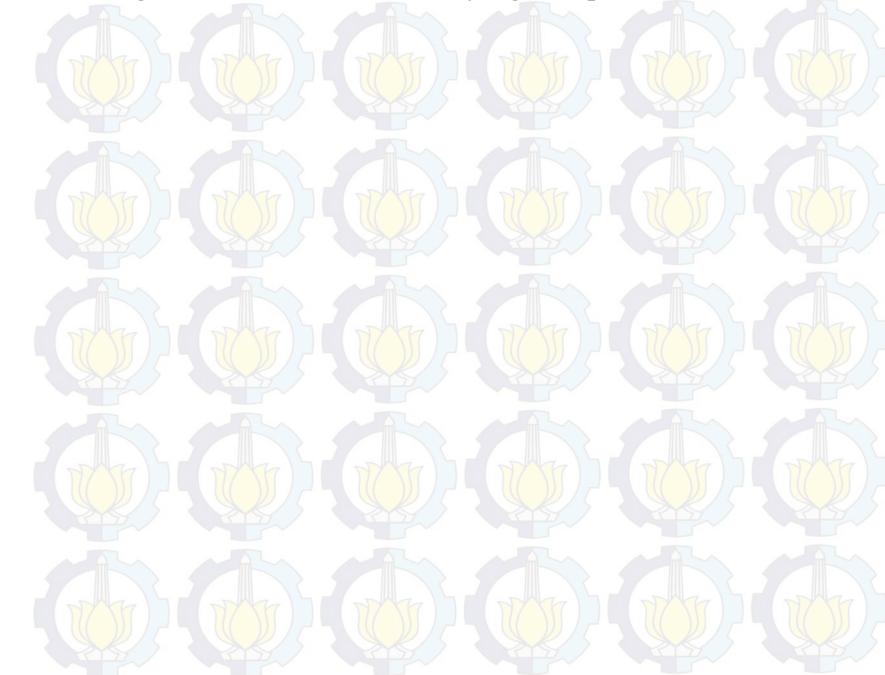
berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari batas yang ditentukan

3. *Level Indicator Controller (LIC)*

berfungsi mencatat dan mengatur serta mengendalikan tinggi cairan suatu alat

Alat – alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik *pulp* dari tandan kosong kelapa sawit ini yaitu;

- a. Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
- b. Suku cadang mudah diperoleh
- c. Mudah dalam pengoperasiannya
- d. Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai



VIII.2 Sistem Instrumentasi pada Pabrik *Pulp* dari Tandan Kosong Kelapa Sawit

Sistem instrumentasi yang dipasang pada pabrik *pulp* dari tandan kosong kelapa sawit dengan proses *acetocell* adalah sebagai berikut :

No	Nama Alat	Kode alat	Instrumentasi
1	Pandia Digester	R – 210	<i>Temperature indicator [TI]</i> <i>Pressure indicator [PI]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Level controller [LC]</i> <i>Flow controller [FC]</i>
2	Reaktor H ₂ O ₂	R – 230	<i>Temperature indicator [TI]</i> <i>Pressure indicator [PI]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Flow controller [FC]</i> <i>Level controller [LC]</i>
3	Reaktor Na ₂ S ₂ O ₄	R – 250	<i>Temperature indicator [TI]</i> <i>Pressure indicator [PI]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Flow controller [FC]</i> <i>Level controller [LC]</i>
4	<i>Rotary vacum filter I</i>	H – 220	<i>Flow rate controller [FC]</i>
5	<i>Rotary vacum filter II</i>	H – 240	<i>Flow rate controller [FC]</i>
6	<i>Rotary vacum filter III</i>	H – 260	<i>Flow rate controller [FC]</i>
7	<i>Heat exchanger</i>	E-224	<i>Temperature controller [TC]</i>
8	<i>Heat exchanger</i>	E-244	<i>Temperature controller [TC]</i>
9	<i>Heat exchanger</i>	E-264	<i>Temperature controller [TC]</i>
10	<i>Blow tank</i>	F-222	<i>Temperature indikator [TI]</i> <i>Pressure indikator [PI]</i> <i>Flow rate controller [FC]</i>
11	Tangki	M-214	<i>Level controller [LC]</i>



	pengenceran		
12	Tangki pengenceran	M-231	Level controller [LC]
13	Tangki penampung sementara	F-242	<i>Pressure indikator [PI] Level indicator [LI]</i>
14	Tangki penampung sementara	F-262	<i>Pressure indikator [PI] Level indicator [LI]</i>
15	Mixer bleaching 1	M-232	Level controller [LC] <i>Flow rate controller [FC]</i>
16	Mixer bleaching 2	M-252	Level controller [LC] <i>Flow rate controller [FC]</i>
17	Tangki pengenceran	M-251	Level controller [LC]
18	Tangki pengenceran	M – 311	<i>Level indicator [LI] Flow rate controller [FC]</i>
19	Head box	X – 313	<i>Level indicator [LI]</i>
20	Drum Dryer	B – 310	<i>Temperature controller [TC]</i>

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Semua kegiatan industri mempunai potensi untuk menimbulkan dampak terhadap lingkungannya. Seperti halnya pabrik pulp yang dalam proses produksinya menghasilkan limbah cair, padat maupun gas. Apabila limbah tersebut tidak diolah terlebih dahulu akan mengakibatkan pencemaran sehingga menurunkan kualitas sungai dan merugikan ekosistem yang ada disekitarnya (Metcalf,1979).

Unit pengolahan limbah di pembuatan pulp ini mempunyai tujuan untuk :

1. Mengurangi kadar polutan dalam air limbah tidak menimbulkan pencemaran.
2. Mengurangi pencemaran udara yang ditimbulkan oleh gas buang.
3. Melindungi ekosistem air dari dampak kekurangan oksigen akibat tertutupnya permukaan air oleh limbah.
4. Menghindari timbulnya penyakit atau gangguan kesehatan.
5. Mencegah timbulnya bau yang tidak enak.

Sistem pengolahan limbah dipabrik pulp ini meliputi perlakuan fisik, kimia dan biologi yang terdiri atas 3 tahap yaitu :

1. Tahap Pertama (Primary Treatment)

Pada unit ini terjadi pemisahan pencemar dengan cara penyaringan dan pengendapan biasa. Limbah dari plant-plant dialirkan ke effluent melalui penyaringan (screening) kasar yang terdiri dari 2 tingkat. Selanjutnya limbah dimasukkan kedalam pembersih pasir (great removal) dengan diberi gelembung-gelembung udara agar pasir dapat meluap keatas. Limbah yang tidak mengandung pasir tersebut dinetralisasi agar tidak terlalu asam atau basa. Selanjutnya limbah dipompa dengan effluent pumping pit untuk diendapkan dalam primary setting tank secara gravitasi. Overflownya mengalami secondary treatment,



sedangkan peralatannya dikeruk dan dialirkan ke proses dewatering untuk dijadikan limbah padat.

2. Tahap Kedua (Secondary Treatment)

Pada tahap yang kedua limbah mengalami perlakuan biologi dimana tangki-tangki dialiri dengan lumpur yang mengandung mikroorganisme (bakteri) yang akan menguraikan zat-zat organik dalam limbah. Pada unit ini terdapat tangki aerasi dimana di atas tangki terdapat baling-baling yang berputar dan berfungsi untuk mengalirkan oksigen ke dalam tangki yang bermanfaat bagi mikroorganisme aerob. Serta diberi nutrient sebagai nutrisi mikroorganisme untuk berkembang. Setelah proses secondary treatment, limbah diendapkan dalam secondary clarifier untuk mengendapkan suspended solid yang ada. Air overflow yang keluar dari secondary clarifier langsung dibuang ke sungai karena sudah merupakan air bersih, sedangkan endapannya dialirkan ke tangki aerasi sebanyak 40% dan sisanya dijadikan satu dengan endapan dari primary settling tank untuk mengalami dewatering.

3. Dewatering

Tahap dewatering terjadi proses limbah dari bentuk endapan dijadikan bentuk padatan. Proses ini menggunakan alat bed filter press yang terdiri dari dua buah wire dimana endapan dilewatkan diantaranya. Alat dari endapan tersebut diserap secara vakum dan filtratnya dialirkan kembali ke primary settling tank. Limbah yang keluar dari bed filter press sudah dalam bentuk padatan dan dibuang ke penimbunan akhir. Limbah ini dapat digunakan untuk kesuburan tanah karena banyak mengandung N,P,K,C yang sangat baik untuk kesuburan tanah.

Bahan kimia yang ditambahkan untuk proses pengolahan limbah yaitu :

1. Alum

Berfungsi untuk memisahkan partikel yang terlarut sehingga terbentuk flok kecil / halus yang mudah berikatan.

2. Polimer

Berfungsi untuk mengikat flok halus dan membentuk flok yang lebih besar sehingga mudah untuk diendapkan. Hal ini dikarenakan berat jenisnya yang lebih besar dari berat jenis air.

3. NaOH dan H_2SO_4

Berfungsi sebagai penstabil pH. Larutan ini hanya ditambahkan apabila air limbah terlalu asam pada pH kurang dari 6 dan basa pada pH lebih dari 8.

4. Urea dan TSP

Berfungsi sebagai nutrient bakteri.

IX.1 Usaha-Usaha Menangani dan Memanfaatkan Limbah

Dalam industri pulp dari tandan kosong kelapa sawit dengan proses *acetocell* ini umumnya menghasilkan limbah berupa :

- Limbah Cair

1. Black liquor

Cairan black liquor yang masih banyak mengandung cairan pemasak dan sedikit padatan yang terikut. Untuk memanfaatkan kembali cairan pemasak yang terkandung didalamnya maka didirikan unit recovery untuk mengolah kembali cairan black liquor yang dapat dimanfaatkan kembali berupa CH_3COOH yang akan dipergunakan kembali untuk cairan pemasak di digester.

2. Setelah proses pencucian pulp di tahap bleaching juga menghasilkan limbah cair yang selanjutnya akan ditreatment di unit TPL dan dibuang ke aliran sungai terdekat.

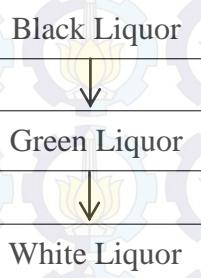
- Limbah Padat

Sumber – sumber limbah padat dari pabrik pulp berasal dari pemisahan pith dari serat-serat tandan kosong kelapa sawit. Waste ini bisa dimanfaatkan untuk bahan bakar pada boiler setelah proses lanjut, yaitu dengan pengeringan pith dan pengepresan kadar air.

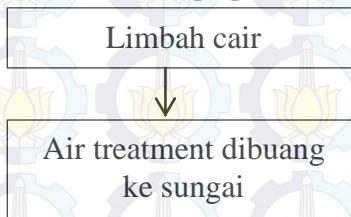


1. Limbah cair

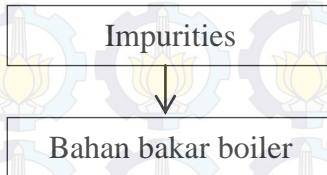
- Black liquor



- Hasil pencucian bubur pulp



2. Limbah padat



IX.2 Dampak yang Ditimbulkan dari Limbah

Dari sekian banyak permasalahan yang timbul, yang paling penting dan yang perlu diperhatikan adalah :

- Penyumbatan

Penyumbatan dipipa, shower, nozzle wire dan felt biasanya terjadi akibat meningkatnya sistem daur ulang dari air bekas.

Biasanya masalah ini dapat dihindari dengan menghilangkan kandungan air yang akan didaur ulang. Selanjutnya seluruh peralatan yang ada dipakai, direncanakan sesuai penggunaannya. Penggunaan felt sintetis memungkinkan untuk dapat dilakukan pembersihan secara efektif sehingga masalah mengenai penyumbatan dapat dikurangi. Penyumbatan umumnya dapat disebabkan oleh adanya serat-serat panjang dalam air ang ukurannya 0,3 min.

- Kerak/Deposit

Kerak/deposit terbentuk dari hasilkristalisasi/koagulan bahan bahan non resin. Kerak merupakan hasil gabungan dari anion karbonat dan sulfat dengan kation Ca, Mg, Fe, dan Ba. Sebagian kerak umumnya hasil dari deposit CaCO_3 dan MgCO_3 . Salah satu cara untuk mengontrol kerak adalah lewat kontrol batas kesadahan air dalam sistem dengan cara membatasi kadar kation. Air yang mengandung senyawa besi dengan mangan dapat menolong pertumbuhan bakteri besi dan mangan sebagai kontribusi terbentuknya deposit.

- Lendir dan bau

Kombinasi antara mikrobicide dan dispersing agent sebagian besar lebih efektif dan ekonomis untuk mengontrol lendir dan bau.

- Korosi

Korosi adalah kerusakan logam karena peristiwa elektrokimia atau aktivitas bakteri. Laju korosi dipengaruhi oleh interaksi kompleks dari banyaknya padatan terlarut seperti klorida dan sulfat, kesadahan, alkalinitas, keasaman, suhu, dan batas konsentrasi. Banyak faktor yang mempengaruhi korosi membuat permasalahan menjadi sulit dan kompleks untuk mengontrolnya. Sebagian besar pabrik mengatasi masalah korosi ini dengan menggunakan bahan stainless steel atau fiber glass. Dalam keadaan aerobik, korosi elektrolisa akan menjadi mudah terjadi, begitupula sebaliknya. Kontrol terhadap bakteri dapat dilakukan dengan pemakaian microciocide secara efektif.



Halaman ini sengaja dikosongkan



DAFTAR PUSTAKA

- Acton, A. 2013. **Advances in Research and Application.** Georgia: Scholarly Editions.
- Amraini, d. 2010. "Pembuatan Pulp Sabut Sawit dengan Proses Acetosolv". **Teknik Kimia Riau** , 3-5.
- Bajpai, P. 2012. **Environmentally Benign Approaches for Pulp Bleaching** (2nd ed.). Amsterdam: Elsevier.
- Biermann, C. J. 1996. **Handbook of Pulping and Papermaking** (2nd ed.). United Kingdom: Academic Press Limited.
- Casey, J. P. 1979. **Pulp and Paper Chemistry and Chemical Technology** (3rd ed.). New York: John Willey and Sons inc.
- E.Brownell, L., & H.Young, E. 1959. **Process Equipment Design** (1st ed.). New York: John Willey and Sons inc.
- Fengel, D., & Wenger, G. 1995. **Kayu, Kimia Ultra Struktur Reaksi-reaksi**. Yogyakarta: Gajah Mada University Pers.
- Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. 1989. **Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering** (5th ed.). New Jersey: PTR Prentice Hall inc.
- Hougen, Watson, & Regat. 1943. **Chemical Process Principle** (2nd ed.). New York: John Willey and Sons inc.
- ICN. 2011. "INDONESIAN COMMERCIAL NEWSLETTER". Retrieved November 14, 2014, from **PROFIL INDUSTRI PULP DAN KERTAS:** <http://www.datacon.co.id/Pulp-2011Industri.html>
- Ivan Wibisono, d. 2011. Pembuatan pulp dari Alang-alang. **Teknik Kimia** , 3-4
- J.Geankoplis, C. 1997. **Transport Process and Unit Operations** (3rd ed.). India: Asoke K.Ghosh, Prentice-Hall.
- Junaedi. 2011. Data dan Statistika Pulp di Indonesia. Bangkinang: **Kementerian Kehutanan**.
- Kern. 1965. **Process Heat Transfer**. New York: McGraw Hill
- Levenspiel, O. 1999. **Chemical Reaction Engineering** (3rd ed.). New York: Jhon Willey and Sons inc.

- Manurung, & Sukaria. 2011. **Pembuatan dan Krakteristik Kertas dengan Bahan baku Tandan Kosong.** Retrieved from: <http://google.com/>
- Nur, S. M. 2014. **Karakteristik Kelapa Sawit sebagai Bahan Baku Bioenergi.** Jawa Barat: IFMN.
- Othmer, K. &. 1978. **Encyclopedia of Chemical Technology (3rd ed.).** New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Perry, R. 2008. **Perry's Chemical Engineers Handbook (18ed).** New York: Jhon Willey and Sons inc.
- Raymond. 1998. **Environmentally Friendly Technologies for the Pulp and Paper Industry.** Amerika: John Wiley & Sons, Ins.
- Sinnott, R. 1999. **Coulson and Richardson's Chemical Engineering (3rd ed., Vol. VI).** Oxford: Butterworth-Heinemann.
- Sixta, H. 2006. **Hanbook of pulp (Vol. I).** Austria: Wiley VCH.
- Solechudin, & Wibisono. 2002. **Pedoman Kerja Praktek PT.Leces Persero.** Probolinggo: Pt.Leces.
- Ullman, s. 2004. **Encyclopedia of industrial chemistry.** New York: wiley Interscience.
- Ulrich, G. 1999. **A guide Engineering Process and Economics.** New York: John Willey and Sons inc.
- Walas, S. M. 1990. **Chemical Process Equipment.** United State America: Butterworth-Heinemann.
- Wikanaji, D. 2011. **Kuliah Pilihan PT Kertas Leces.** Surabaya: D3 Teknik Kimia.

BAB X

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan dan perencanaan “Pabrik *Pulp* dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dengan Proses *Acetocell*”, dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Rencana Operasi

Pabrik *pulp* ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari /tahun, 24 jam /hari.

2. Kapasitas produksi

Kapasitas produksi pabrik *Pulp* ini sebesar 90.000 ton *pulp*/tahun = 300 ton *pulp*/hari.

3. Bahan baku dan bahan pendukung

Bahan baku :

- Bahan baku utama pabrik ini adalah Tandan Kosong Kelapa Sawit

Bahan baku utama yang diperlukan sebesar 1.579.096,29 kg/hari

Bahan baku pendukung :

- CH_3COOH
- H_2O_2
- $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$

4. Produk

Produk yang dihasilkan pabrik ini adalah *pulp* dengan kadar air 5 %

5. Utilitas

- | | |
|--------------------|--|
| - Air sanitasi | = 7,17 m^3/jam |
| - Air umpan boiler | = 831.084,73 m^3/jam |
| - Air proses | = 3.170.954,99 m^3/jam |
| - Air make up | = 166.216,95 m^3/jam |

6. Pengolahan Limbah

- | | |
|----------------|--|
| - Limbah Cair | = Black liquor, Limbah pencucian bubur <i>Pulp</i> |
| - Limbah Padat | = Impurities |



Halaman ini sengaja dikosongkan

APPENDIKS A

NERACA MASSA

Kapasitas : 90.000 ton *pulp*/tahun = 300 ton *pulp*/hari
 Operasi : 300 hari /tahun, 24 jam/hari
 Satuan massa : kg
 Basis waktu : 1 hari

Untuk kapasitas 300 ton *pulp*/hari, dibutuhkan bahan baku Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) sebanyak 1.579.096,29 kg TKKS/hari atau 1.579,09629 ton TKKS/hari dengan data komposisi TKKS sebagai berikut :

Tabel A.1 Komposisi TKKS (Azemi, 1994)

Kandungan	Presentase	Bahan Baku	Total
Air	60	1.579.096,29	947.457,77
Serat	40	1.579.096,29	631.638,51
Total	100		1.579.096,29

Tabel A.2 Komposisi Serat TKKS (Azemi, 1994)

Kandungan	Presentase	Bahan Baku	Total
Selulosa	40	1.579.096,29	631.638,51
Lignin	21	1.579.096,29	331.610,22
Hemiselulosa	24	1.579.096,29	378.983,11
Abu	15	1.579.096,29	236.864,44
Total	100		1.579.096,29

I. Tahap Pre-Treatment

I.1 Vibrating Screen (H-211)

Fungsi : Untuk menyaring zat impuritis yang terbawa pada tandan kosong kelapa sawit.

Zat impuritis yang tersaring 0,1 % dari bahan baku tandan kosong kelapa sawit (Britt, 1970).



Tabel A.3 Neraca Massa Pada Vibrating Screen

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 3</u>		<u>Aliran 4</u>	
Serat	631.638,51	Serat	630.848,97
Air yang terikut serat	947.457,77	Air yang terikut serat	946.668,22
			1.577.517,19
		Impuritis (0,1%)	1.579,10
Total	1.579.096,29	Total	1.579.096,29

II. Tahap Pemasakan

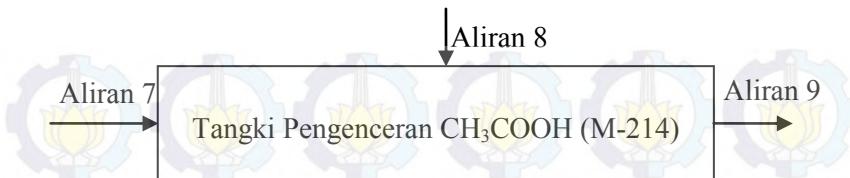
II.1 Tangki Pengenceran CH₃COOH (M-214)

Fungsi : Membuat larutan CH₃COOH 85 %.

Data / informasi yang diperoleh untuk perhitungan neraca massa :

1. Perbandingan bahan baku dan larutan CH₃COOH adalah 12 : 1 (Amraini, 2010).
2. Konsentrasi CH₃COOH yang ditambahkan 85% (Raymond, 1998).

A-3



White liquor merupakan cairan yang digunakan untuk membentuk *pulp* untuk proses acetocell. *White liquor* di buat dari CH_3COOH dengan konsentrasi tertentu.

Menurut Amraini (2010), perbandingan bahan baku dan larutan CH_3COOH adalah 12:1, maka *white liquor* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Total } \textit{white liquor} &= 12 \times 15.775.171,89 \\ &= 1.893.0206,27 \text{ kg} \end{aligned}$$

Membuat larutan CH_3COOH 85% sebanyak 17.889.062,81L
 $\rho \text{ CH}_3\text{COOH } 85\% = 1,0582 \text{ Kg/L}$

Dimana, larutan ini mengandung 1,0582 Kg dalam 1 liter CH_3COOH 85%.

$$\begin{aligned} \text{Mol CH}_3\text{COOH } 85\% &= \frac{85}{100} \times 1,06 \text{ kg} \\ &= 0,89 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CH}_3\text{COOH } 85\% &= 0,89 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{\text{BM}} \\ &= 0,89 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{60} \\ &= 0,015 \text{ kmol} \\ \text{Molaritas} &= \frac{0,015 \text{ kmol CH}_3\text{COOH}}{1 \text{ L larutan CH}_3\text{COOH } 85\%} \\ &= 0,015 \text{ kmol/L} \end{aligned}$$

Larutan CH_3COOH yang ada dipasaran adalah 90%
 $\rho \text{ CH}_3\text{COOH } 90\% = 1,055 \text{ Kg/L}$

A-4

Dimana, larutan ini mengandung 1,06 Kg dalam 1 liter CH₃COOH 90%

CH₃COOH 90%

$$= \frac{90}{100} \times 1,06 \text{ kg}$$
$$= 0,95 \text{ kg}$$

Mol CH₃COOH 90%

$$= 0,95 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{\text{BM}}$$
$$= 0,95 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{60}$$
$$= 0,016 \text{ kmol}$$

Molaritas

$$= \frac{0,016 \text{ kmol CH}_3\text{COOH}}{1 \text{ L larutan CH}_3\text{COOH 85\%}}$$
$$= 0,016 \text{ kmol/L}$$

M₁ x V₁

$$0,016 \times V_1 = 0,015 \times 17.889.062,81$$

$$V_1 = \frac{268177,92}{0,016}$$

$$V_1 = 16.948.078,62 \text{ L}$$

M = ρ x V

$$= 1,06 \times 16.948.078,62$$

$$= 17.878.528,14 \text{ Kg}$$

Air yang ditambahkan

$$= 18.930.206,27 - 17.878.528,14$$
$$= 1.051.678,13 \text{ kg}$$

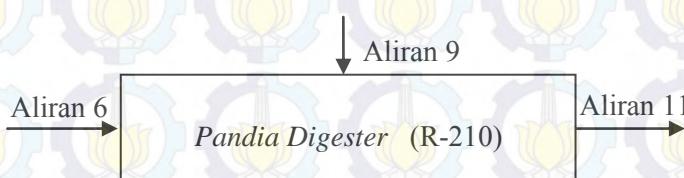
Tabel A.4 Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran CH₃COOH

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 7</u>		<u>Aliran 9</u>	
CH ₃ COOH	16.090.675,33	CH ₃ COOH	16.090.675,33
Air	1.787.852,81	Air	2.839.530,94
	17.878.528,14		
<u>Aliran 8</u>			
Air Proses	1.051.678,13		
Total	18.930.206,27	Total	18.930.206,27

II.2 Pandia Digester (R-210)

Fungsi : Mengubah serat tandan kosong kelapa sawit menjadi *pulp* dan terjadi proses delignifikasi.

Jenis : *Continous Digester*



Menurut Casey (1979), lignin yang bereaksi adalah sebesar 90 % maka :

$$\text{Lignin yang bereaksi} = 90\% \times 132.478,28$$

$$= 119.230,45 \text{ kg}$$

Hemiselulosa yang larut sebesar 50%.

$$\text{Hemiselulosa yang larut} = 50\% \times 151.403,75$$

$$= 757.018,88 \text{ kg}$$

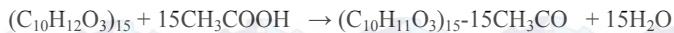
Selulosa yang larut 10%.

$$\text{Selulosa yang larut} = 10\% \times 252.339,59$$

$$= 227.105,63 \text{ kg}$$

A-6

Reaksi yang terjadi :



M	49,07	268.177,92	-	-
R	44,16	662,39	44,16	662,39
S	4,91	267.515,53	44,16	662,39

Tabel A.5 Stoikiometri Reaksi Pada Proses Pemasakan dengan CH₃COOH

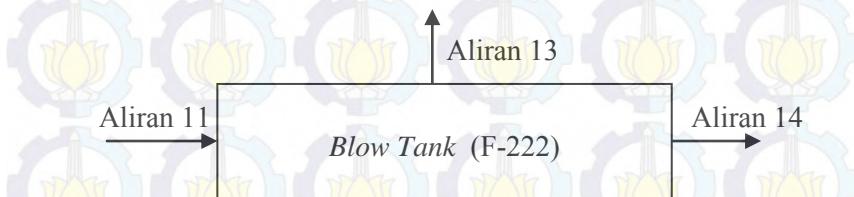
Komposisi	BM	Berat (Kg)	Kmol
Lignin (m)	2700	132.478,28	49,07
CH ₃ COOH (m)	60	16.090.675,33	268.177,92
Lignin (r)	2700	119.230,45	44,16
CH ₃ COOH (r)	60	39.743,48	662,39
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ - 15CH ₃ CO (r)	3330	147.050,89	44,16
H ₂ O (r)	18	11.923,05	662,39
H ₂ O (s)	18	11.923,05	662,39
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ - 15CH ₃ CO (s)	3330	147.050,89	44,16
CH ₃ COOH (s)	60	16.050.931,84	267.515,53
Lignin (s)	2700	132.478,83	4,91

Tabel A.6 Neraca Massa Pada *Pandia Digester*

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 6</u>		<u>Aliran 11</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	252.339,59	Selulosa	227.105,63
Hemiselulosa	151.403,75	Hemiselulosa	75.701,88
Lignin	132.478,28	Lignin sisa	13.247,83
Abu	94.627,34	Air yang terikut serat	11.923,05
Air yang terikut serat	946.668,22		
	1.577.517,19		
<u>Aliran 9</u>		<i>Black liquor</i> :	
CH ₃ COOH	16.090.675,33	Air sisa	3.786.199,16
Air	2.839.530,94	(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ - 15CH ₃ CO sisa	147.050,89
	18.930.206,27	CH ₃ COOH sisa	16.050.931,84
		Hemiselulosa terdegradasi	75.701,88
		Selulosa terdegradasi	25.233,96
		Abu	94.627,34
Total	20.507.723,46	Total	20.507.723,46

II.3 Blow Tank (F-222)

Fungsi : Menyimpan bubur *pulp* dan melepaskan uap air.



Uap air yang dilepaskan dalam blow tank menurut PT.Leces adalah sebesar 1,25% , maka :

$$\begin{aligned}
 &= 1,25\% \times 327.978,38 \\
 &= 4.099,73 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.7 Neraca Massa Pada *Blow Ttank*

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 11</u>		<u>Aliran 14</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	227.105,63	Selulosa	227.105,63
Hemiselulosa	75.701,88	Hemiselulosa	75.701,88
Lignin sisa	13.247,83	Lignin sisa	13.247,83
Air yang terikut serat	11.923,05	Air yang terikut serat	7.823,32
<i>Black liquor</i> :		<i>Black liquor</i> :	
Air sisa	3.786.199,16	Air sisa	3.786.199,16
$(C_{10}H_{11}O_3)_{15}-15CH_3CO$ sisa	147.050,89	$(C_{10}H_{11}O_3)_{15}-15CH_3CO$ sisa	147.050,89
CH_3COOH sisa	16.050.931,84	CH_3COOH sisa	16.050.931,84
Hemiselulosa terdegradasi	75.701,88	Hemiselulosa terdegradasi	75.701,88
Selulosa terdegradasi	25.233,96	Selulosa terdegradasi	25.233,96
Abu	94.627,34	Abu	94.627,34
			20.503.623,73
		<u>Aliran 13</u>	
		Uap air	4.099,73
Total	20.507.723,46	Total	20.507.723,46

II.4 Washer 1 (H-220)

Menurut J.Biermann (1996), *black liquor* merupakan sisa *liquor* dari proses *pulping* setelah proses tersebut selesai. Dalam

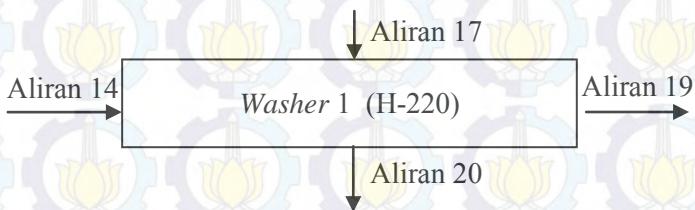
black liquor terkandung paling banyak senyawa inorganik terdegradasi yang digunakan selama proses *pulping*, dan juga substansi kayu yang terlarut.

Fungsi : Mencuci serat *pulp* dari *black liquor*.

Jenis : *Rotary vacuum filter*

Data / informasi yang diperoleh untuk perhitungan neraca massa :

1. Perbandingan bahan baku dan air pada proses pencucian adalah 1 : 2,5 (Kirk & Othmer, 1978).
2. Efisiensi *washer* yaitu 98% (Casey, 1979).



Perbandingan bahan baku dan air pada proses pencucian adalah 1:2,5 (Kirk & Othmer, 1978).

$$\begin{aligned} \text{Air yang diperlukan dalam } \textit{washer} &= 2,5 \times 20.503.623,73 \\ &= 51.259.059,32 \text{ kg} \end{aligned}$$

Efisiensi *washer* = 98% (Casey, 1979).

$$\begin{aligned} \text{Selulosa yang terbawa } \textit{black liquor} &= 2\% \times 227.105,63 \\ &= 4.542,11 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Selulosa pada } \textit{pulp} &= 98\% \times 227.105,63 \\ &= 222.563,52 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lignin yang terbawa } \textit{black liquor} &= 2\% \times 13.247,83 \\ &= 264,96 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lignin pada } \textit{pulp} &= 98\% \times 13.247,83 \\ &= 12.982,87 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hemiselulosa yang terbawa } \textit{black liquor} &= 2\% \times 75.701,88 \\ &= 1.514,04 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hemiselulosa pada } \textit{pulp} &= 98\% \times 75.701,88 \\ &= 74.187,84 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Air yang terbawa black liquor} = 98\% \times (7.823,32 + 3.786.199,16) \\ = 3.718.142,03 \text{ kg}$$

$$\text{Air pada pulp} = 2\% \times (7.823,32 + 3.786.199,16) \\ = 75.880,45 \text{ kg}$$

Tabel A.8 Neraca Massa Pada Washer 1

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 14</u>		<u>Aliran 19</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	227.105,63	Selulosa	222.563,52
Hemiselulosa	75.701,88	Hemiselulosa	74.187,84
Lignin sisa	13.247,83	Lignin sisa	12.982,87
Air yang terikut serat	7.823,32	Air yang terikut serat	1.101.061,64
			1.410.795,86
<i>Black liquor :</i>		<u>Aliran 20</u>	
Air sisa	3.786.199,16	<i>Black liquor :</i>	
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ -15CH ₃ CO sisa	147.050,89	Air sisa	53.952.020,16
CH ₃ COOH sisa	16.050.931,84	(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ -15CH ₃ CO sisa	147.050,89
Hemiselulosa terdegradasi	75.701,88	CH ₃ COOH sisa	16.050.931,84
Selulosa terdegradasi	25.233,96	Hemiselulosa terdegradasi	77.215,91
Abu	946.237,34	Selulosa terdegradasi	29.776,07
	20.503.623,73	Abu	94.627,34
<u>Aliran 17</u>		Lignin	264,96
Air proses	51.259.059,32		70.351.887,19
Total	71.762.683,05	Total	71.762.683,05

III. Tahap Bleaching

III.1 Tangki Pengenceran H₂O₂ (M-231)

Fungsi : Membuat larutan H₂O₂ 3%

Data / informasi yang diperoleh untuk perhitungan neraca massa :

1. *Chemical* (Hidrogen Peroksida) yang di tambahkan 3 % (Bajpai, 2012).
2. Konsentrasi hidrogen peroksida yang digunakan yaitu 10%.
3. Konsistensi *pulp* 10% (Bajpai, 2012).



Membuat larutan H₂O₂ 10% sebanyak 40.696,03 L

$$\rho \text{ H}_2\text{O}_2 \text{ 10\%} = 1,04 \text{ Kg/L}$$

Dimana, larutan ini mengandung 1,04 kg dalam 1 liter H₂O₂ 10%

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O}_2 \text{ 10\%} &= \frac{100}{100} \times 1,04 \text{ kg} \\ &= 0,104 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O}_2 \text{ 10\%} &= 0,104 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{\text{BM}} \\ &= 0,104 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{34} \\ &= 0,003 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Molaritas} &= \frac{0,0145\text{kmolH}_2\text{O}_2 \text{ 10\%}}{1\text{L larutan H}_2\text{O}_2 \text{ 10\%}} \\ &= 0,003 \text{ kmol/L} \end{aligned}$$

Larutan H₂O₂ 10% yang ada dipasaran adalah 30%

$$\rho \text{ H}_2\text{O}_2 30\% = 1,119 \text{ Kg/L}$$

Dimana, larutan ini mengandung 1,119 Kg dalam 1 liter H₂O₂ 30%

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O}_2 30\% &= \frac{30}{100} \times 1,119 \text{ kg} \\ &= 0,336 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O}_2 30\% &= 0,336 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{\text{BM}} \\ &= 0,336 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{60} \\ &= 0,009 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Molaritas} &= \frac{0,009 \text{ kmol H}_2\text{O}_2}{1 \text{ L larutan H}_2\text{O}_2 30\%} \\ &= 0,009 \text{ kmol/L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_1 \times V_1 &= M_2 \times V_2 \\ 0,009 \times V_1 &= 0,003 \times 40.696,034 \end{aligned}$$

$$V_1 = \frac{124,48}{0,009}$$

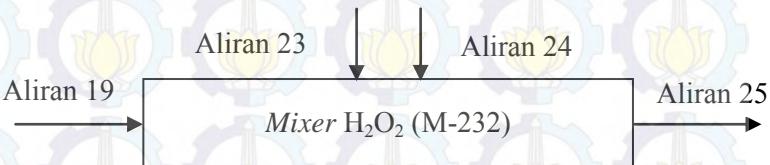
$$V_1 = 12.607,65 \text{ L}$$

$$\begin{aligned} M &= \rho \times V \\ &= 1,119 \times 12.607,65 \\ &= 14.107,96 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang ditambahkan} &= 42.323,88 - 14.107,96 \\ &= 28.215,92 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.9 Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran H₂O₂

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 21</u>		<u>Aliran 23</u>	
Hidrogen	4.232,39	Hidrogen	4.232,39
Peroksida		Peroksida	
Air	9.875,57	Air	38.091,49
	14.107,96		
<u>Aliran 22</u>			
Air Proses	28.215,92		
Total	42.323,88	Total	42.323,88

III.2 Mixer H₂O₂ (M-232)

Konsistensi 10% :

$$90 = \frac{x}{222.563,52 + 12.982,87 + 74.187,84 + 4.232,39}$$

$$x = 282.569,95 \text{ kg}$$

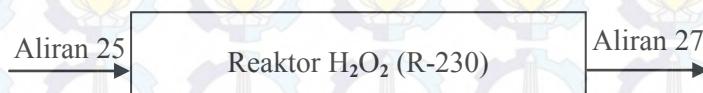
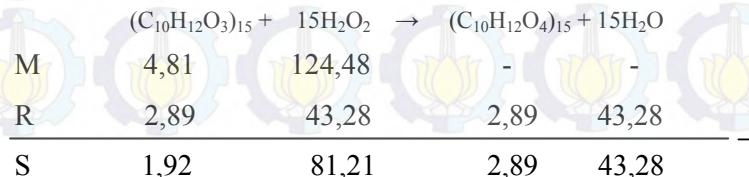
Penambahan air pada mixer :

$$\begin{aligned} \text{Air pada pulp + air proses pada tangki} &= 1.101.061,64 + 8.091,49 \\ &= 1.139.153,12 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Aliran 25} &= 2.825.699,52 - 1.139.153,12 \\ &= 1.686.546,39 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.10 Neraca Massa Pada Mixer H₂O₂

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 19</u>		<u>Aliran 25</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	222.563,52	Selulosa	222.563,52
Ligin sisa	12.982,87	Ligin sisa	12.982,87
Hemiselulosa	74.187,84	Hemiselulosa	74.187,84
Air	1.101.061,64	Hidrogen	4.232,39
	1.410.795,86	Peroksida	
<u>Aliran 23</u>		Air	2.825.699,52
Hidrogen	4.232,39		
Peroksida			
Air	38.091,49		
	42.323,88		
<u>Aliran 24</u>			
Air Proses	1.686.546,39		
Total	3.139.666,13	Total	3.139.666,13

III.3 Reaktor H₂O₂ (R-230)Fungsi : Meningkatkan *brightness pulp*Reaksi yang terjadi pada proses *bleaching* hidrogen peroksida :

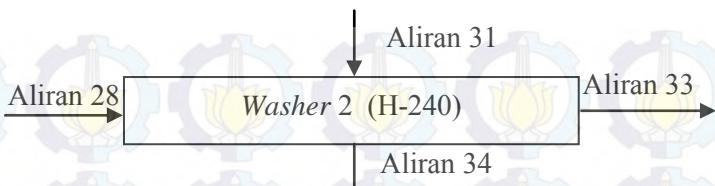
Tabel A.11 Stoikiometri Reaksi Pada Proses *Bleaching* Dengan H_2O_2

Komposisi	BM	Berat (Kg)	Kmol
Lignin (m)	2700	12.982,87	4,81
H_2O_2 (m)	34	4.232,39	124,48
Lignin (r)	2700	7.789,72	2,89
H_2O_2 (r)	34	1.471,39	43,28
Lignin (s)	2700	5.193,15	1,92
$\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_4$ (s)	2940	8.482,14	2,89
H_2O (s)	18	778,97	43,28
H_2O_2 (s)	34	2761	81,21

Tabel A.12 Neraca Massa Pada Reaktor H_2O_2

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 25</u>		<u>Aliran 27</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	222.563,52	Selulosa	222.563,52
Lignin sisa	12.982,87	Lignin sisa	5.193,15
Hemiselulosa	74.187,84	Hemiselulosa	74.187,84
Hidrogen peroksida	4.232,39	Air	2.825.699,52
Air	2.825.699,52	<i>Black liquor</i> :	
		Air	778,97
		Hidrogen peroksida	2.761,00
		$\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_4$	8.482,14
Total	3.139.666,13	Total	3.139.666,13

III.4 Washer 2 (H-240)Fungsi : Mencuci *pulp* dari *black liquor*Jenis : *Rotary vacuum filter*



Perbandingan bahan baku dan air pada proses pencucian adalah 1:2,5 (Kirk & Othmer, 1978).

$$\text{Air yang diperlukan dalam washer} = 2,5 \times 3.139.666,13 \\ = 7.849.165,32 \text{ kg}$$

Efisiensi washer = 98% (Casey, 1979)

$$\text{Selulosa yang terbawa black liquor} = 2\% \times 222.563,52 \\ = 4.451,27 \text{ kg}$$

$$\text{Selulosa pada pulp} = 98\% \times 222.563,52 \\ = 218.112,24 \text{ kg}$$

$$\text{Lignin yang terbawa black liquor} = 2\% \times 5.193,15 \\ = 103,86 \text{ kg}$$

$$\text{Lignin pada pulp} = 98\% \times 5.193,15 \\ = 5.089,29 \text{ kg}$$

$$\text{Hemiselulosa yang terbawa black liquor} = 2\% \times 74.187,84 \\ = 1.483,76 \text{ kg}$$

$$\text{Hemiselulosa pada pulp} = 98\% \times 74.187,84 \\ = 72.704,08 \text{ kg}$$

$$\text{Air yang terbawa black liquor} = 98\% \times (2.825.699,52 + 778,97 + 7.849.165,32) \\ = 10.462.130,93 \text{ kg}$$

$$\text{Air pada pulp} = 2\% \times (2.825.699,52 + 778,97 + 7.849.165,32) \\ = 213.512,88 \text{ kg}$$

Tabel A.13 Neraca Massa Pada Washer 2

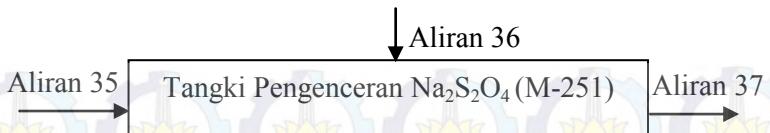
Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 28</u>		<u>Aliran 33</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	222.563,52	Selulosa	218.112,24
Ligin sisa	5.193,15	Ligin sisa	5.089,29
Hemiselulosa	74.187,84	Hemiselulosa	72.704,08
Air	2.825.699,52	Air	213.512,88
			509.418,49
<i>Black liquor :</i>		<i>Aliran 34</i>	
Air	778,97	<i>Black liquor :</i>	
Hidrogen peroksida	2.761,00	Hidrogen peroksida	2.761,00
$C_{10}H_{12}O_4$	8.482,14	Selulosa	4.451,27
	3.139.666,13	Ligin sisa	103,86
<u>Aliran 31</u>		Hemiselulosa	1.483,76
Air proses	7.849.165,32	Air	10.462.130,93
		$C_{10}H_{12}O_4$	8.482,14
			10.479.412,96
Total	10.988.831,45	Total	10.988.831,45

III.5 Tangki Pengenceran $Na_2S_2O_4$ (M-251)

Fungsi : Membuat $Na_2S_2O_4$ 1%

Data / informasi yang diperoleh untuk perhitungan neraca massa :

1. *Chemical* (Sodium Dithionite) yang ditambahkan 1 % (Bajpai, 2012).
2. Konsentrasi sodium dithionite yang digunakan yaitu 35 %.
3. Konsistensi *pulp* 15 % (Bajpai, 2012).



Menurut Bajpai (2012), $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ yang ditambahkan sebesar 1 % maka,

$$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4 \text{ yang ditambahkan} = 1 \% \times 141.0795,86$$

$$= 14.107,96 \text{ kg}$$

Membuat larutan $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 35% sebanyak 5927,71 L

$$\rho \text{ H}_2\text{O}_2 10\% = 2,38 \text{ Kg/L}$$

Dimana, larutan ini mengandung 2,38 kg dalam 1 liter $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 35%

$$\begin{aligned} \text{Mol Na}_2\text{S}_2\text{O}_4 10\% &= \frac{35}{100} \times 2,38 \text{ kg} \\ &= 0,833 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O}_2 10\% &= 0,833 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{\text{BM}} \\ &= 0,833 \text{ kg} \times \frac{\text{kmol}}{174} \\ &= 0,005 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Molaritas} &= \frac{0,005 \text{ kmol Na}_2\text{S}_2\text{O}_4 35\%}{1 \text{ L larutan Na}_2\text{S}_2\text{O}_4 35\%} \\ &= 0,0048 \text{ kmol/L} \end{aligned}$$

$$\text{Molaritas} = \frac{\text{Gram}}{174} \times \frac{1000}{V}$$

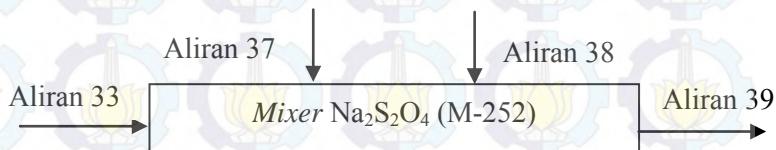
$$0,0047874 = \frac{\text{Gram}}{174} \times \frac{1000}{V}$$

$$\text{Gram} = 4.937,78 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang ditambahkan} &= 14.107,96 - 4.937,79 \\ &= 9.170,17 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.14 Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran Na₂S₂O₄

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
Aliran 35 Sodium Dithionite	4.937,79	Aliran 37 Sodium Dithionite	4.937,79
Aliran 36 Air Proses	9.170,17	Air	9.170,17
Total	14.107,96	Total	14.107,96

III.6 Mixer Na₂S₂O₄ (M-252)Fungsi : Mencampurkan *pulp* dengan Na₂S₂O₄

Konsistensi 15 % (Bajpai, 2012).

$$85 = \frac{x}{218.112,24 + 5.089,29 + 72.704,08 + 4.937,79}$$

$$x = 255.716,89 \text{ kg}$$

Penambahan air pada mixer :

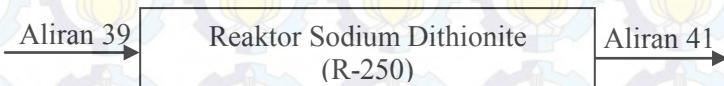
$$\begin{aligned} \text{Air pada } pulp + \text{air proses pada tangki} &= 213.512,88 + 9.170,17 \\ &= 222.683,05 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Aliran 38} &= 1.704.779,25 - 222.683,05 \\ &= 1.482.096,20 \text{ kg} \end{aligned}$$

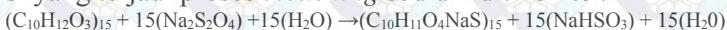
Tabel A.15 Neraca Massa Pada Mixer Na₂S₂O₄

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 33</u>		<u>Aliran 39</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	218.112,24	Selulosa	218.112,24
Lignin sisa	5.089,29	Lignin sisa	5.089,29
Hemiselulosa	72.704,08	Hemiselulosa	72.704,08
Air	213.512,88	Sodium dithionite	4.937,79
	509.418,49	Air	1.704.779,25
<u>Aliran 37</u>			
Sodium dithionite	4.937,79		
Air	9.170,17		
	14.107,96		
<u>Aliran 38</u>			
Air Proses	1.482.096,20		
Total	2.005.622,65	Total	2.005.622,65

III.7 Reaktor Na₂S₂O₄ (R-250)



Reaksi yang terjadi proses *bleaching* sodium dithionite :



M	1,88	28,38	94.709,96	-	-	-
R	1,88	28,27	28,27	1,88	28,27	28,27
S	0	0,10	94.681,68	1,88	28,27	28,27

Tabel A.16 Stoikiometri Reaksi Pada Proses *Bleaching* Dengan $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$

Komposisi	BM	Berat (Kg)	Kmol
Lignin (m)	2700	5.089,29	1,88
H_2O (m)	18	1.704.779,25	94.709,96
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (m)	174	4.937,79	28,38
Lignin (r)	2700	5.089,29	1,88
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (r)	174	327,98	1,88
H_2O (r)	18	508,939	28,27
$\text{C}_{10}\text{H}_{11}\text{O}_4\text{NaS}$ (s)	3750	7.068,45	1,88
NaHSO_3 (s)	104	2.940,48	28,27
Lignin (s)	2700	0	0
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (s)	174	181,14	0,10
H_2O (s)	18	508,93	28,27
H_2O (s) pada serat	18	1.704.270,33	94.681,68

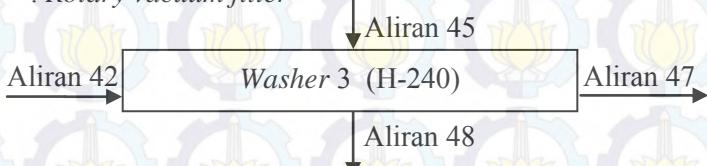
Tabel A.17 Neraca Massa Pada Reaktor $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 39</u>		<u>Aliran 41</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	218.112,24	Selulosa	218.112,24
Lignin sisa	5.089,29	Lignin sisa	0
Hemiselulosa	72.704,08	Hemiselulosa	72.704,08
Sodium dithionite	4.937,79	Air	1.704.270,33
Air	1.704.779,25	<i>Black liquor</i> :	
		Air	508,93
		NaHSO_3	2.940,48
		Sodium dithionite	18,14
		$\text{C}_{10}\text{H}_{11}\text{O}_4\text{NaS}$	7.068,45
Total	2.005.622,65	Total	2.005.622,65

III.9 Washer 3 (H-260)

Fungsi : Mencuci *pulp* dari *black liquor*

Jenis : *Rotary vacuum filter*



Perbandingan bahan baku dan air pada proses pencucian adalah 1:2,5 (Kirk & Othmer, 1978).

$$\begin{aligned} \text{Air yang diperlukan dalam washer} &= 2,5 \times 2.005.622,65 \\ &= 5.014.056,63 \text{ kg} \end{aligned}$$

Effisensi washer = 98% (Casey, 1979).

$$\begin{aligned} \text{Selulosa yang terbawa black liquor} &= 2\% \times 218.112,24 \\ &= 4.362,24 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Selulosa pada pulp} &= 218.112,24 - 4.362,24 \\ &= 213.750 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hemiselulosa yang terbawa black liquor} &= 2\% \times 72.704,08 \\ &= 1.454,08 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hemiselulosa pada pulp} &= 72.704,08 - 1.454,08 \\ &= 71.250 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang terbawa black liquor} &= 98\% \times (1704.270,33 + 508,93 + \\ &\quad 5.014.056,63) \\ &= 6.584.459,17 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air pada pulp} &= (1.704.270,33 + 508,93 + 5.014.056,63) - \\ &\quad 6.584.459,17 \\ &= 134.376,72 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.18 Neraca Massa Pada Washer 3

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 42</u>		<u>Aliran 47</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	218.112,24	Selulosa	213.750,00
Hemiselulosa	72.704,08	Hemiselulosa	71.250,00
Air	1.704.270,33	Air	134.376,72
			419.376,72
<i>Black liquor :</i>		<i>Black liquor :</i>	
Air	508,93	<u>Aliran 48</u>	
NaHSO ₃	2.940,48	Selulosa	4.362,24
Sodium dithionite	18,14	Hemiselulosa	1.454,08
C ₁₀ H ₁₁ O ₄ NaS	7.068,45	Sodium dithionite	18,14
	2.005.622,65	NaHSO ₃	2.940,47
<u>Aliran 45</u>		Air	6.584.459,17
Air proses	5.014.056,63	C ₁₀ H ₁₁ O ₄ NaS	7.068,45
			6.600.302,56
Total	7.019.679,28	Total	7.019.679,28

IV. Tahap Post Treatment

IV.1 Tangki Pengenceran (M-311)

Fungsi : Untuk menyimpan *pulp* setelah proses *bleaching*



Tabel A.19 Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran

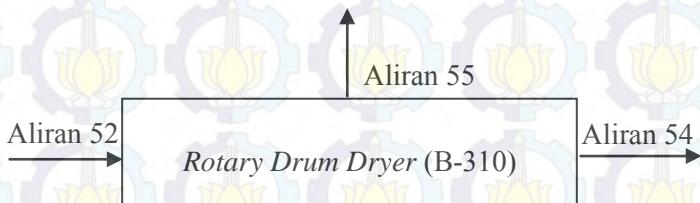
Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 47</u>		<u>Aliran 50</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	213.750,00	Selulosa	213.750,00
Hemiselulosa	71.250,00	Hemiselulosa	71.250,00
Air	134.376,72	Air	7.857.857,14
	419.376,72		
<u>Aliran 49</u>			
Air proses	7.723.480,43		
Total	8.142.857,14	Total	8.142.857,14

IV.2 Rotary Drum Dryer (B-310)

Fungsi : Menghilangkan kadar air hingga mencapai kadar air produk sebesar 5%.

Dari data/ informasi yang diperoleh pada *bleaching* untuk perhitungan neraca massa :

1. Kadar air yang keluar dari *dryer* 5% (Acton, 2013).



Kadar air *pulp* 5% (Acton, 2013).

$$5 = \frac{x}{21.3750 + 71.250}$$

$$x = 14.250 \text{ kg}$$

$$\text{Kadar air pulp 5 \%} = \frac{14.250}{95 \%} \\ = 15.000$$

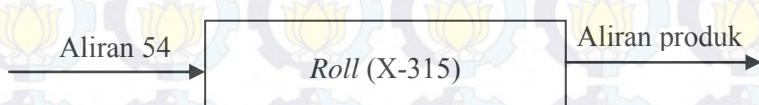
$$\text{Air yang diuapkan} = 7.857.857,14 - 15.000 \\ = 7.842.857,14 \text{ kg}$$

Tabel A.20 Neraca Massa Pada *Rotary Drum Dryer*

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 52</u>		<u>Aliran 54</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	213.750,00	Selulosa	213.750,00
Hemiselulosa	71.250,00	Hemiselulosa	71.250,00
Air	7.857.857,14	Air	15.000,00
			300.000
		<u>Aliran 55</u>	
		Uap air	7.842.857,14
Total	8.142.857,14	Total	8.142.857,14

IV.3 Roll (X-314)

Fungsi : Membentuk lembaran *pulp* menjadi bentuk gulungan



Tabel A.21 Neraca Massa Pada *Roll*

Masuk		Keluar	
Komponen	Total (kg)	Komponen	Total (kg)
<u>Aliran 54</u>		<u>Aliran Produk</u>	
Serat :		Serat :	
Selulosa	21.3750	Selulosa	213.750
Hemiselulosa	71.250	Hemiselulosa	71.250
Air	15.000	Air	15.000
Total	300.000	Total	300.000

APPENDIKS B NERACA PANAS

Kapasitas	: 90.000 ton <i>pulp/tahun</i> = 300 ton <i>pulp/hari</i>
Operasi	: 300 hari /tahun, 24 jam/hari
Satuan panas	: kkal
Basis waktu	: 1 hari
Suhu referen	: 25°C

Entalpi (H) adalah jumlah energi yang dimiliki sistem pada tekanan tetap. Entalpi (H) dirumuskan sebagai jumlah energi yang terkandung dalam sistem (E) dan kerja (W).

$$H = E + W$$

dengan:

$$W = P \times V$$

- E = energi (joule)
- W = kerja sistem (joule)
- V = volume (liter)
- P = tekanan (atm)

Hukum kekekalan energi menjelaskan bahwa energi tidak dapat diciptakan dan tidak dapat dimusnahkan, tetapi hanya dapat diubah dari bentuk energi yang satu menjadi bentuk energi yang lain. Nilai energi suatu materi tidak dapat diukur, yang dapat diukur hanyalah perubahan energi (ΔE). Demikian juga halnya dengan entalpi, entalpi tidak dapat diukur, kita hanya dapat mengukur perubahan entalpi (ΔH).

B-2

$$\Delta H = H_p - H_r$$

dengan:

ΔH = perubahan entalpi

H_p = entalpi produk

H_r = entalpi reaktan atau pereaksi

a. Bila H produk > H reaktan, maka ΔH bertanda positif, berarti terjadi penyerapan kalor dari lingkungan ke sistem.

b. Bila H reaktan > H produk, maka ΔH bertanda negatif, berarti terjadi pelepasan kalor dari sistem ke lingkungan.

Secara matematis, perubahan entalpi (ΔH) dapat diturunkan sebagai berikut.

$$H = E + W \quad (1)$$

Pada tekanan tetap:

$$\Delta H = \Delta E + P\Delta V \quad (2)$$

$$\Delta E = q + W \quad (3)$$

$$W_{\text{sistem}} = -PV \quad (4)$$

Substitusi persamaan (3) dan (4) dalam persamaan (2):

$$H = (q + W) + P\Delta V$$

$$H = (q - P\Delta V) + P\Delta V$$

$$H = q$$

Jadi, pada tekanan tetap, perubahan entalpi (ΔH) sama dengan kalor (q) yang diserap atau dilepas (James E. Brady, 1990).

Data Kapasitas Panas:

Perhitungan C_p dengan menggunakan hukum kopps. Dengan rumus :

$$C_p / \left(\frac{J}{\text{mol.K}} \right) = \sum n(E=1)^N \equiv n(E) \Delta_E$$

Diketahui :

n_E : Banyaknya unsur dalam senyawa tersebut

Δ_E : Kontribusi elemen (Tabel 2-350 Perry, ed.8)

Tabel B.1 Kontribusi Unsur Untuk Estimasi Kapasitas Panas Padatan (Perry, 2008)

No.	Unsur	ΔE (kJ/kmol.K)
1.	C	10,890
2.	Cl	24,690
3.	H	7,560
4.	Na	26,190
5.	O	13,420
6.	Si	17,000
7.	K	28,780
8.	Mg	22,690
9.	Ca	28,250



Derajat polimerasi selulosa = 15

BM = 2700 kg/kmol

Komponen	Jumlah	Dp	ΔE	Total	Satuan
C	10	15	10,89	1.633,50	kJ/kmol K
H	12	15	7,56	1.360,80	kJ/kmol K
O	3	15	13,42	603,90	kJ/kmol K
Total				35.98,20	kJ/kmol K
Total				859,99	kkal/kmol K
Total				0,32	Kkal/kg °C



Derajat polimerasi lignin = 100

BM = 15000 kg/mol

B-4

Komponen	Jumlah	Dp	ΔE	Total	Satuan
C	5	100	10,89	5.445	kJ/kmol K
H	10	100	7,56	7.560	kJ/kmol K
O	5	100	13,42	6.710	kJ/kmol K
				19.715	kJ/kmol K
	Total			4.712	kkal/kmol K
				0,31	Kkal/kg °C

3. Cp Selulosa = 0,32 kkal/kg °C (Perry, 2008)
4. Cp CH₃COOH 85 % = 0,57 kkal/kg °C (Perry, 2008)
5. Cp Ash = 0,2 kkal/kg °C (engineeringtoolbox)
6. Cp (C₁₀H₁₁O₃)₁₅-15CH₃CO
BM = 3330 kg/mol

Komponen	Jumlah	Dp	ΔE	Total	Satuan
C	12	15	10,89	1.960,20	kJ/kmol K
H	14	15	7,56	1.587,60	kJ/kmol K
O	4	15	13,42	805,20	kJ/kmol K
				4353	kJ/kmol K
	Total			1.040,39	kkal/kmol K
				0,31	Kkal/kg °C

7. Cp (C₁₀H₁₂O₄)₁₅
BM = 2940 kg/mol

Komponen	Jumlah	Dp	ΔE	Total	Satuan
C	10	15	10,89	1.633,50	kJ/kmol K
H	12	15	7,56	1.360,80	kJ/kmol K
O	4	15	13,42	805,20	kJ/kmol K
				3.799,50	kJ/kmol K
	Total			908,10	kkal/kmol K
				0,31	Kkal/kg °C

B-5

8. Cp $(C_{10}H_{11}O_4NaS)_{15}$
 BM = 3750 kg/mol

Komponen	Jumlah	Dp	ΔE	Total	Satuan
C	10	15	10,89	1.633,50	kJ/kmol K
H	11	15	7,56	1.247,40	kJ/kmol K
O	4	15	13,42	805,20	kJ/kmol K
Na	1	15	26,19	392,85	kJ/kmol K
S	1	15	12,36	185,40	kJ/kmol K
				4.264,35	kJ/kmol K
			Total	1.019,20	kkal/kmol K
				0,27	Kkal/kg °C

9. Cp $Na_2S_2O_4$
 BM = 174 kg/mol

Komponen	Jumlah	ΔE	Total	Satuan
Na	2	26,19	52,38	kJ/kmol K
S	2	12,36	24,72	kJ/kmol K
O	4	13,42	53,68	kJ/kmol K
			130,78	kJ/kmol K
		Total	31,26	kkal/kmol K
			0,18	Kkal/kg °C

10. Cp $NaHSO_3$
 BM = 104 kg/mol

Komponen	Jumlah	ΔE	Total	Satuan
Na	1	26,19	26,19	kJ/kmol K
H	1	7,56	7,56	kJ/kmol K
S	1	12,36	12,36	kJ/kmol K
O	3	13,42	40,26	kJ/kmol K
			86,37	kJ/kmol K
		Total	20,64	kkal/kmol K
			0,20	Kkal/kg °C

Tabel B.2 Kontribusi Gugus Fungsi Untuk Estimasi Kapasitas Panas (Reid, 1977)

No.	Unsur	ΔE (kJ/kmol.K)
1.	-H	3,5
2.	-CH ₃	9,95
3.	-CH ₂ -	6,75
4.	-CH	5,95
5.	-C-	2,0
6.	-O-	7,1
7.	-CO-	10,4
8.	-OH	10,5
9.	-COO-	14,1
10.	-COOH	18,8

$$\begin{aligned}
 11. \ H_2O_2 &= 34 \text{ kg/kmol} \\
 \text{BM} &= 2 \times (-\text{OH}) \text{ kkal/kmol K} \\
 \text{Cp} &= 2 \times 10,5 \text{ kkal/kmol K} \\
 &= 21 \text{ kkal/kmol K} \\
 &= 0,62 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Tabel B.3 Panas Pembentukan Tiap Gugus Fungsi (Reid, 1977 ; Perry, 1999)

No.	Gugus Fungsi	H_f (Kj/kmol)
1.	-CH ₃	-76,45
2.	-CH ₂ -	-26,80
3.	=CH-	8,67
4.	=C<	37,97
5.	-C-	79,72
6.	-O-	-138,16
7.	-CO-	83,99
8.	-OH	-33,22
9.	-COO-	-208,04
10.	-COOH	-337,92

11.	-COOH	-426,72
12.	-Na	0
13.	-S	0

Data panas pembentukan (H_f) :

1. Lignin

(-OH)	= -9.361,80
(-C-)	= 7.559,10
(-CH ₂)	= -804,00
(-CH)	= 5.125,95
(-CH ₃)	= -2.293,50
(-CO-)	= -996,60
(-O-)	= -6.237,00
Total	= -7.007,85 kJ/kmol = -1.674,92 kcal/kmol

2. $(C_{10}H_{11}O_3)_{15}-15CH_3CO$

(-OH)	= -6.241,20
(-C-)	= 6.299,25
(-CH ₂)	= -804,00
(-CH)	= 5.125,95
(-CH ₃)	= -2.293,50
(-CO-)	= -1.494,90
(-O-)	= -6.237,00
(-CH ₃)	= -1.146,75
(-CO-)	= -498,30
Total	= -7.290,45 kJ/kmol = -1.742,46 kcal/kmol

3. $C_{10}H_{12}O_4$

(-OH)	= -6.241,20
(-C-)	= 7.559,10
(-CH ₂)	= -804,00
(-CH)	= 5.125,95
(-CH ₃)	= -2.293,50
(-CO-)	= -996,60

$$\begin{aligned}
 (-O-) &= -8.316,00 \\
 \text{Total} &= -5.966,25 \text{ kJ/kmol} \\
 &= -1.425,97 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4. \quad C_{10}H_{11}O_4NaS & \\
 (-OH) &= -9.361,80 \\
 (-C-) &= 7.559,10 \\
 (-CH_2) &= -402,00 \\
 (-CH) &= 5.695,50 \\
 (-CH_3) &= -2.293,50 \\
 (-CO-) &= -996,60 \\
 (-O-) &= -8.316,00 \\
 (-Na-) &= 0 \\
 (-S-) &= 0 \\
 \text{Total} &= -8.115,30 \text{ kJ/kmol} \\
 &= -1.939,60 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$5. \quad H_2O \\
 H_f = -68.317,40 \text{ kkal/kmol} \text{ (Tabel 2-178 Perry)}$$

$$6. \quad Na_2S_2O_4 \\
 H_f = -141.880,00 \text{ kkal/kmol} \text{ (Tabel 2-178 Perry)}$$

$$7. \quad NaHSO_3 \\
 H_f = -183.133,00 \text{ kkal/kmol} \text{ (Tabel 2-178 Perry)}$$

$$8. \quad CH_3COOH \\
 H_f = -44.502,87 \text{ kkal/kmol} \text{ (Tabel F.1 Himmelblau)}$$

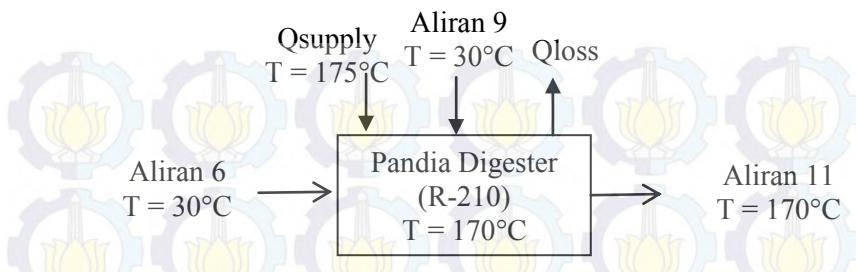
I. Tahap Pemasakan

1. Pandia Digester (R-210)

Fungsi : Untuk mendegradasi lignin secara kimia dengan menggunakan CH_3COOH

Suhu bahan masuk : $30^\circ C$

B-9



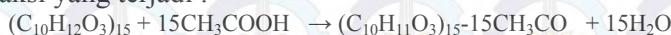
Aliran 6

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	H ₆ = m.Cp.ΔT (kkal)
Selulosa	252.339,59	0,32	5	403.743,34
Hemiselulosa	151.403,75	0,31	5	237.804,73
Lignin	132.478,28	0,32	5	210.981,59
Abu	94.627,34	0,20	5	94.627,34
Air yang terikut serat	946.668,22	1,00	5	4.727.187,77
Total				56.743.447,77

Aliran 9

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	H ₉ = m.Cp.ΔT (kkal)
CH ₃ COOH	16.090.675,33	0,57	5	45.617.064,56
Air	2.839.530,94	1,00	5	14.179.197,75
Total				59.796.262,31

Reaksi yang terjadi :



M	49,07	268177,92	-	-
R	44,16	662,39	44,16	662,39

S	4,91	267515,53	44,16	662,39
---	------	-----------	-------	--------

B-10

ΔH_{25}

Komponen	Koefisien	Mol (kmol)	ΔH_f (kkal/kmol)	$\Delta H_{25} = n.mol.\Delta H_f$ (kkal)
Lignin	1	44,16	-1.674,92	-73.963,35
CH ₃ COOH	15	662,39	-44.502,87	-442.174.765,80
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅	1	44,16	-1.742,46	-76.946,01
-15CH ₃ CO				
H ₂ O	15	662,39	-68.317,40	-678.792.888,10
$\sum H_{25} = \text{produk-reaktan}$				-236.621.104,96

Aliran 11

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	H _{II} = m.Cp.ΔT (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	227.105,63	0,32	145	10.537.701,13
Ligin sisa	13.247,83	0,32	145	611.846,60
Hemiselulosa	75.701,88	0,31	145	3.448.168,58
Air yang terikut serat	11.923,05	1,03	145	1.773.445,70
Black Liquor:				
Air sisa	3.786.199,16	1,03	145	563.163.049,76
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅₋ 15CH ₃ CO	147.050,89	0,31	145	6.661.751,51
CH ₃ COOH sisa	16.050.931,84	0,57	145	1.319.627.361,51
Hemiselulosa terdegradasi	75.701,88	0,31	145	3.448.168,58
Selulosa terdegradasi	25.233,96	0,32	145	1.170.855,68
Abu sisa	94.627,34	0,20	145	2.744.193,00
Total				1.913.186.542,06

$$Q_{\text{supply}} = m \cdot \text{steam} \times \lambda \\ = 485,76 \text{ m.steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ = 5\% \times 485,76 \text{ m.steam} \\ = 24,29 \text{ m.steam}$$

Neraca Panas :

$$H_6 + H_9 + Q_{\text{supply}} + \Delta H_{\text{reaksi}} = H_{11} + Q_{\text{loss}}$$

$$5.674.344,77 + 59.796.262,31 + 236.621.104,96 + 485,76$$

$$\text{m.steam} = 1.913.186.542,06 + 24,29 \text{ m.steam}$$

$$\text{m.steam} = 3.491.190,75 \text{ kg}$$

Maka,

$$Q_{\text{supply}} = 1.695.889.294,76 \text{ kkal}$$

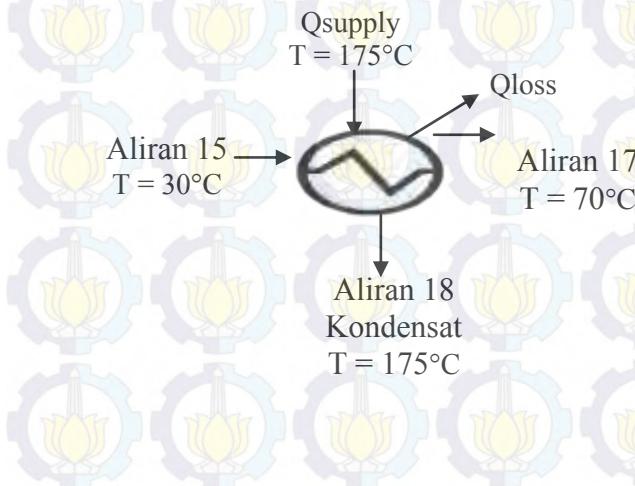
$$Q_{\text{loss}} = 84.794.464,74 \text{ kkal}$$

Tabel B.4 Neraca Panas Pada Pandia Digester

Masuk		Keluar	
H ₆	5.674.344,77	H ₁₁	1.913.186.542,06
H ₉	59.796.262,31	Q _{loss}	84.794.464,74
Q _{supply}	1.695.889.294,76		
ΔH _{reaksi}	236.621.104,96		
Total	1.997.981.006,79	Total	1.997.981.006,79

2. Heat Exchanger (E-224)

Fungsi : sebagai alat perpindahan panas



Aliran 15

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{15} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air	51.259.059,32	1,00	5	255.962.112,71
Total				255.962.112,71

Aliran 17

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{17} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air	51.259.059,32	1,00	45	2.309.656.324,36
Total				2.309.656.324,36

$$Q_{\text{supply}} = m \cdot \text{steam} \times \lambda \\ = 485,76 \text{ m.steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ = 5\% \times 485,76 \text{ m.steam} \\ = 24,29 \text{ m.steam}$$

Neraca Panas :

$$H_{15} + Q_{\text{supply}} = H_{17} + Q_{\text{loss}} \\ 255.962.112,71 + 485,76 \text{ m.steam} = 2.309.656.324,36 + 24,29 \text{ m.steam} \\ \text{m.steam} = 4.450.289,39 \text{ kg}$$

Maka,

$$Q_{\text{supply}} = 2.161.783.380,69 \text{ kkal}$$

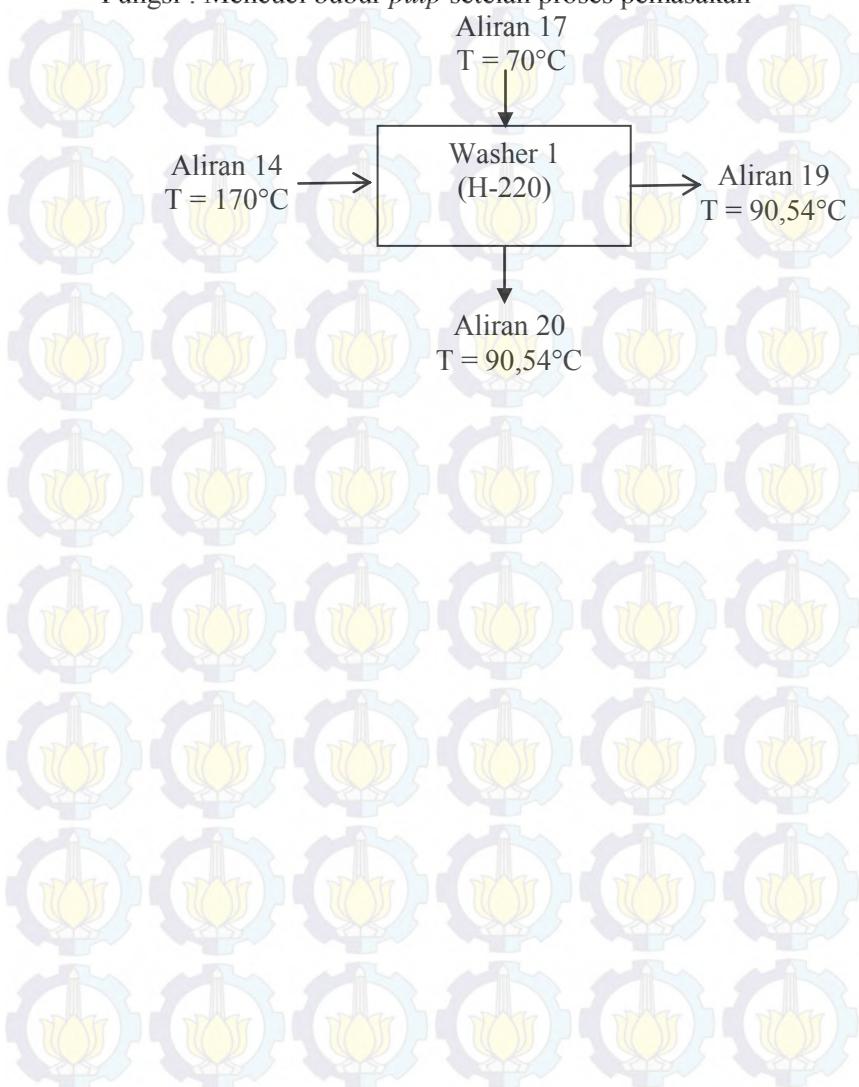
$$Q_{\text{loss}} = 108.089.169,03 \text{ kkal}$$

Tabel B.5 Neraca Panas Pada *Heat Exchanger*

Masuk		Keluar	
H_{15}	255.962.112,71	H_{17}	2.309.656.324,36
Qsupply	2.161.783.380,69	Qloss	108.089.169,03
Total	2.417.745.493,40	Total	2.417.745.493,40

3. Washer 1 (H-220)

Fungsi : Mencuci bubur *pulp* setelah proses pemasakan



Aliran 14

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{14} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	227.105,63	0,32	145	10.537.701,13
Ligin sisa	13.247,83	0,32	145	61.846,60
Hemiselulosa	75.701,88	0,31	145	3.448.168,58
Air yang terikut serat	7.823,32	1,03	145	1.163.647,81
Black Liquor: $(C_{10}H_{11}O_3)_{15} - 15CH_3CO$	147.050,89	0,31	145	6.661.751,51
CH_3COOH sisa	16.050.931,84	0,57	145	1.319.627.361,51
Hemiselulosa terdegradasi	75.701,88	0,31	145	3.448.168,58
Selulosa terdegradasi	25.233,96	1,03	145	1.170.855,68
Air sisa	3.786.199,16	0,20	145	563.163.049,76
Abu	94.627,34	1,00	145	27.44.193,00
Total				1.912.576.744,16

Aliran 17

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{17} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air proses yang ditambahkan	51.259.059,32	1,00	45	2.309.656.324,36
Total				2.309.656.324,36

Aliran 19

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{19} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	222.563,52	0,32	65,54	4.667.729,72
Lignin sisa	12.982,87	0,32	65,54	271.020,65
Hemiselulosa	74.187,84	0,31	65,54	1.527.384,27
Air	1.101.061,64	1,00	65,54	72.256.612,48
Total				78.722.747,12

Aliran 20

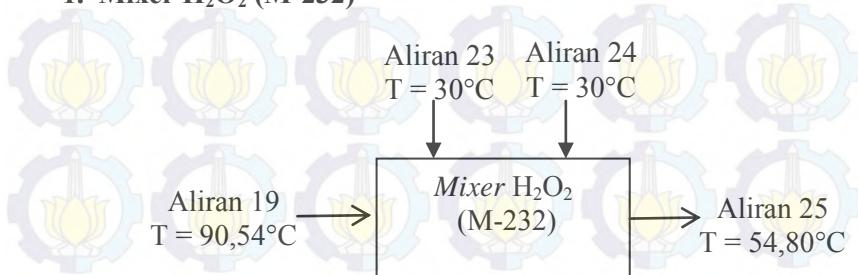
Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{20} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Black Liquor :				
Hemiselulosa (C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ - 15CH ₃ CO	77.215,91	0,31	65,54	1.589.726,49
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) ₁₅ - 15CH ₃ CO	147.050,89	0,31	65,54	3.011.079,19
CH ₃ COOH	16.050.931,84	0,57	65,54	596.465.130,35
sisa				
Air	53.952.020,16	1,00	65,54	3.540.574.011,65
Selulosa	29.776,07	0,32	65,54	624.480,85
Abu	94.627,34	0,20	65,54	1.240.361,85
Lignin	264,96	0,32	65,54	5.531,03
Total				4.143.510.321,40

Tabel B.6 Neraca Panas Pada Washer 1

Masuk		Keluar	
H ₁₄	1.912.576.744,16	H ₁₉	78.722.747,12
H ₁₇	2.309.656.324,36	H ₂₀	41.435.103.21,40
Total	4.222.233.068,52	Total	4.222.233.068,52

II. Tahap Bleaching

1. Mixer H₂O₂ (M-232)



Aliran 19

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	H ₁₉ = m.Cp.ΔT (kkal)
Serat Pulp:				
Selulosa	222.563,52	0,32	65,54	4.667.729,72
Lignin sisa	12.982,87	0,32	65,54	271.020,65
Hemiselulosa	74.187,84	0,31	65,54	1.527.384,27
Air	1.101.061,64	1,00	65,54	72.256.612,48
Total				78.722.747,12

Aliran 23

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	H ₂₃ = m.Cp.ΔT (kkal)
Hidrogen	4.232,39	0,62	5	13.070,61
Peroksid	38.091,49	1,00	5	190.209,85
Air				
Total				203.280,46

Aliran 24

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{24} = m.Cp.\Delta T$ (kkal)
Air Proses	1.686.546,39	1,00	5	8.421.769,40
Total				8.421.769,40

Aliran 25

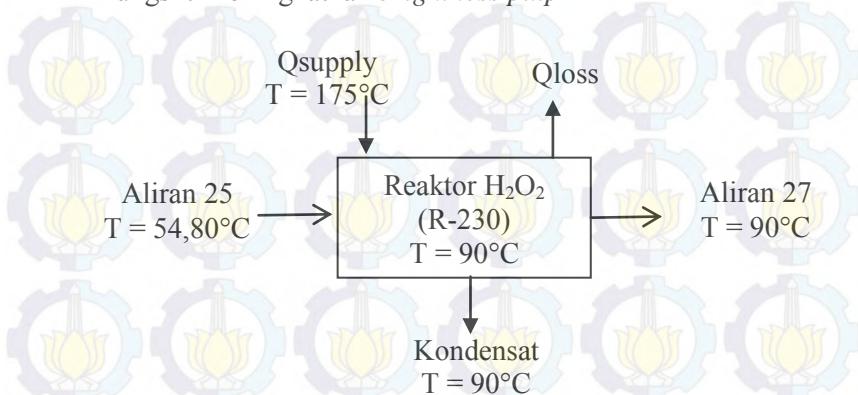
Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{25} = m.Cp.\Delta T$ (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	222.563,52	0,32	29,80	2.122.718,11
Lignin sisa	12.982,87	0,32	29,80	123.250,59
Hemiselulosa	74.187,84	0,31	29,80	694.600,26
Air	2.825.699,52	1,00	29,80	84.329.314,26
Hidrogen	4.232,39	0,62	29,80	77.913,76
Peroksida				
Total				87.347.796,98

Tabel B.7 Neraca Panas Pada Mixer H_2O_2

Masuk		Keluar	
H_{19}	78.722.747,12	H_{25}	87.347.796,98
H_{23}	203.280,46		
H_{24}	8.421.769,40		
Total	87.347.796,98	Total	87.347.796,98

2. Reaktor H₂O₂ (R-230)

Fungsi : Meningkatkan *brightness pulp*



Aliran 25

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	H ₂₅ = m.Cp.ΔT (kkal)
Serat Pulp:				
Selulosa	222.563,52	0,32	29,80	2.122.718,11
Lignin sisa	12.982,87	0,32	29,80	123.250,59
Hemiselulosa	74.187,84	0,31	29,80	694.600,26
Air	2.825.699,52	1,00	29,80	84.329.314,26
Hidrogen	4.232,39	0,62	29,80	77.913,76
Peroksida				
Total				87.347.796,98

Reaksi yang terjadi :



M	4,81	124,48	-	-	
R	2,89	43,28	2,89	43,28	
S	19,23	81,21	2,89	43,28	

ΔH_{25}

Komponen	Koefisien	Mol (kmol)	ΔH_f (kkal/kmol)	$\Delta H_{25} = n \cdot mol \cdot \Delta H_f$ (kkal)
Lignin	1	2,89	-1.674,92	-4.832,27
H_2O_2	15	43,28	-68.317,40	-44.347.802,02
$C_{10}H_{12}O_4$	1	2,89	-1.425,97	-4.114,04
H_2O	15	43,28	-68.317,40	-44.347.802,02
$\sum H_{25} = \text{produk-reaktan}$				718,24

Aliran 27

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{27} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	222.563,52	0,32	65	4.629.321,12
Lignin sisa	5.193,15	0,32	65	107.516,22
Hemiselulosa	74.187,84	0,31	65	1.514.816,13
Air	2.825.699,52	1,01	65	184.588.820,89
Black Liquor:				
Air sisa	778,97	1,01	65	50.886,37
H_2O_2	276,00	0,62	65	110.845,85
$C_{10}H_{12}O_4$	8.482,14	0,31	65	170.296,76
Total				191.172.503,33

$$Q_{\text{supply}} = m \cdot \text{steam} \times \lambda \\ = 485,76 \text{ m.steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ = 5\% \times 485,76 \text{ m.steam} \\ = 24,29 \text{ m.steam}$$

Neraca Panas :

$$H_{25} + Q_{\text{supply}} + \Delta H_{\text{reaksi}} = H_{27} + Q_{\text{loss}}$$

$$87.347.796,98 + 485,76 \text{ m.steam} + 718,24 = 191.172.503,33 + 24,29 \text{ m.steam}$$

$$\text{m.steam} = 224.983,25 \text{ kg}$$

Maka,

$$Q_{\text{supply}} = 109.288.408,54 \text{ kkal}$$

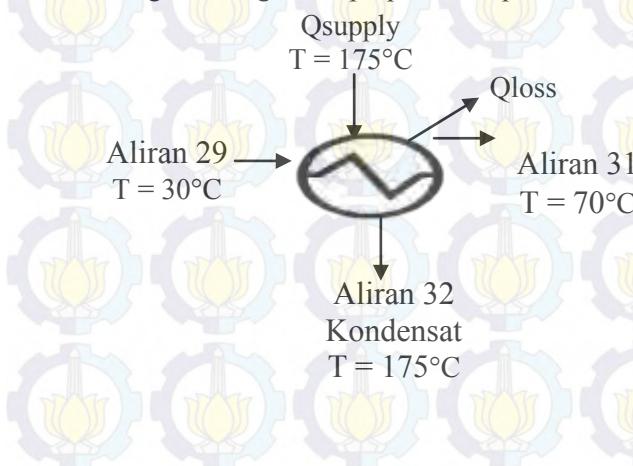
$$Q_{\text{loss}} = 5.464.420,43 \text{ kkal}$$

Tabel B.8 Neraca Panas Pada Reaktor H_2O_2

Masuk	Keluar	
H_{25}	87.347.796,98	H_{27}
Q_{supply}	109.288.408,54	Q_{loss}
ΔH_{reaksi}	718,24	
Total	196.636.923,75	Total
		196.636.923,75

3. Heat Exchanger (E-244)

Fungsi : sebagai alat perpindahan panas



Aliran 29

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{29} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air	7.849.165,32	1,00	5	39.194.807,04
Total				39.194.807,04

Aliran 31

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{31} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air	7.849.165,32	1,00	45	353.671.615,69
Total				353.671.615,69

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= m \cdot \text{steam} \times \lambda \\ &= 485,76 \text{ m.steam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ &= 5\% \times 485,76 \text{ m.steam} \\ &= 24,29 \text{ m.steam} \end{aligned}$$

Neraca Panas :

$$\begin{aligned} H_{29} + Q_{\text{supply}} &= H_{31} + Q_{\text{loss}} \\ 39.194.807,04 + 485,76 \text{ m.steam} &= 353.671.615,69 + \\ 24,29 \text{ m.steam} & \end{aligned}$$

$$\text{m.steam} = 681.461,14 \text{ kg}$$

Maka,

$$Q_{\text{supply}} = 331.028.219,63 \text{ kkal}$$

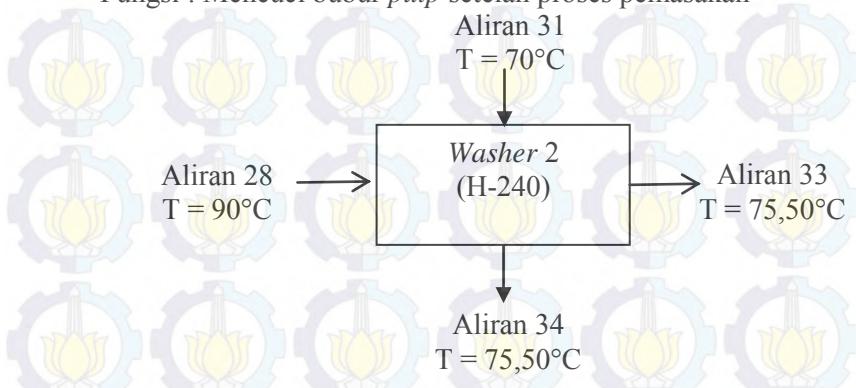
$$Q_{\text{loss}} = 16.551.410,98 \text{ kkal}$$

Tabel B.9 Neraca Panas Pada Heat Exchanger

	Masuk	Keluar	
H_{29}	39.194.807,04	H_{31}	353.671.615,69
Qsupply	331.028.219,63	Qloss	16.551.410,98
Total	370.223.026,67	Total	370.223.026,67

4. Washer 2 (H-240)

Fungsi : Mencuci bubur *pulp* setelah proses pemasakan



Aliran 28

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{28} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	222.563,52	0,32	65	4.629.321,12
Lignin sisa	5.193,15	0,32	65	107.516,22
Hemiselulosa	74.187,84	0,31	65	1.514.816,13
Air	2.825.699,52	1,01	65	18.4588.820,89
Black Liquor:				
Air sisa	778,97	1,01	65	50.886,37
H_2O_2	2.761,00	0,62	65	110.845,85
$C_{10}H_{12}O_4$	8.482,14	0,31	65	170.296,76
Total				191.172.503,33

Aliran 31

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{31} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air proses yang ditambahkan	7.849.165,32	1,00	45	353.671.615,69
Total				353.671.615,69

Aliran 33

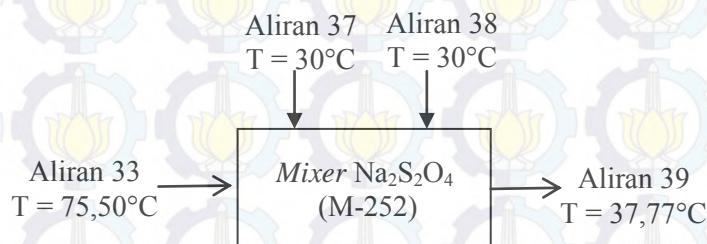
Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{33} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Serat Pulp:				
Selulosa	218.112,24	0,32	50,50	3.524.356,03
Lignin sisa	5.089,29	0,32	50,50	81.853,35
Hemiselulosa	72.704,08	0,31	50,50	1.153.247,14
Air	213.512,88	1,00	50,50	10.795.382,51
Total				15.554.839,03

Aliran 34

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{34} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Black Liquor :				
H_2O_2	2.761,00	0,62	50,50	86.110,44
Selulosa	4.451,27	0,32	50,50	71.925,63
Lignin sisa	103,86	0,32	50,50	1.670,48
Hemiselulosa	1.483,76	0,31	50,50	23.535,66
Air	10.462.130,93	1,00	50,50	528.973.742,98
$C_{10}H_{12}O_4$	84.82,14	0,31	50,50	132.294,80
Total				529.289.279,99

Tabel B.10 Neraca Panas Pada Washer 2

Masuk		Keluar	
H ₂₈	191.172.503,33	H ₃₃	15.554.839,03
H ₃₁	353.671.615,69	H ₃₄	529.289.279,99
Total	544.844.119,02	Total	544.844.119,02

5. Mixer Na₂S₂O₄ (M-252)

Aliran 33

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	H ₃₃ = m.Cp.ΔT (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	218.112,24	0,32	50,50	3.524.356,03
Ligin sisa	5.089,29	0,32	50,50	81.853,35
Hemiselulosa	72.704,08	0,31	50,50	1.153.247,14
Air	213.512,88	1,00	50,50	10.795.382,51
Total				15.554.839,03

Aliran 37

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{37} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Sodium Dithionite	4937,79	0,18	5	4.435,09
Air	9170,17	1,00	5	45.791,26
Total				50.226,35

Aliran 38

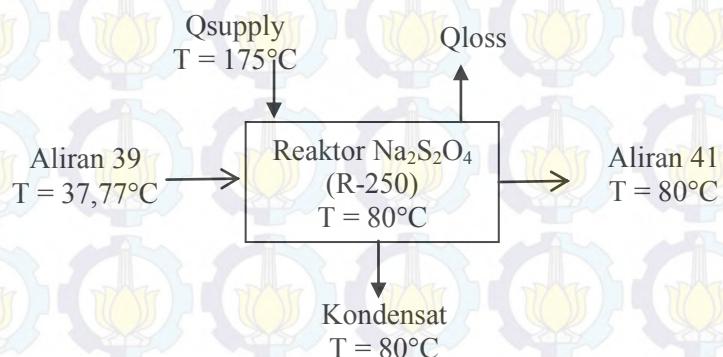
Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{38} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air Proses	1.482.096,20	1,00	5	7.400.847,40
Total				7.400.847,40

Aliran 39

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{39} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Serat Pulp:				
Selulosa	218.112,24	0,32	12,77	891.007,60
Ligin sisa	5.089,29	0,32	12,77	20.693,70
Hemiselulosa	72.704,08	0,31	12,77	291.557,37
Soidum	4.937,79	0,18	12,77	11.323,59
Dithionite				
Air	1.704.779,25	1,00	12,77	21.791.330,53
Total				2.300.5912,78

Tabel B.11 Neraca Panas Pada Mixer $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$

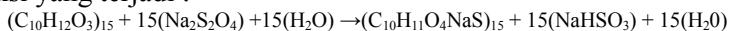
Masuk		Keluar	
H_{33}	15.554.839,03	H_{39}	23.005.912,78
H_{37}	50.226,35		
H_{38}	7.400.847,40		
Total	23.005.912,78	Total	23.005.912,78

6. Reaktor $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (R-250)Fungsi : Meningkatkan *brightness pulp*

Aliran 39

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg $^\circ\text{C}$)	ΔT ($^\circ\text{C}$)	$\text{H}_{39} = m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T$ (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	218.112,24	0,32	12,77	891.007,60
Lignin sisa	5.089,29	0,32	12,77	20.693,70
Hemiselulosa	72.704,08	0,31	12,77	291.557,37
Sodium	4.937,79	0,18	12,77	11.323,59
Dithionite				
Air	1.704.779,25	1,00	12,77	21.791.330,53
Total				23.005.912,78

Reaksi yang terjadi :



M	18,88	28,38	94709,96	-	-	-
R	18,88	28,27	28,27	1,88	28,27	28,27
S	0	0,10	94681,68	1,88	28,27	28,27

ΔH_{25}

Komponen	Koefisien	Mol (kmol)	ΔH_f (kkal/kmol)	$\Delta H_{25}=n \cdot mol \cdot \Delta H_f$ (kkal)
Lignin	1	1,88	-1.674,92	-3.157,08
Na ₂ S ₂ O ₄	15	28,27	-141.880,00	-60.172.321,43
H ₂ O	15	28,27	-68.317,40	-28.973.897,32
C ₁₀ H ₁₁ O ₄ NaS	1	1,88	-1.939,60	-3.656,00
NaHSO ₃	15	28,27	-183.133,00	-77.668.013,39
H ₂ O	15	56,55	-68.317,40	-57.947.794,64
$\sum H_{25} = \text{produk}-\text{reaktan}$				-46.470.088,20

Aliran 41

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	H ₄₁ = m.Cp.ΔT (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	218.112,24	0,32	55	38.387.75,51
Hemiselulosa	72.704,08	0,31	55	12561.32,14
Air	1.704.270,33	1,00	55	94.006.699,01
Black Liquor:				
Air	508,93	1,00	55	28.072,25
Lignin	0,00	0,32	55	0,00
NaHSO ₃	2.940,48	0,20	55	32.100,98
Na ₂ S ₂ O ₄	18,14	0,18	55	179,25
C ₁₀ H ₁₁ O ₄ NaS	7.068,45	0,27	55	105.661,54
Total				99.267.620,68

$$Q_{\text{supply}} = m_{\text{steam}} \times \lambda \\ = 485,76 \text{ m.steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ = 5\% \times 485,76 \text{ m.steam} \\ = 24,29 \text{ m.steam}$$

Neraca Panas :

$$H_{39} + Q_{\text{supply}} + \Delta H_{\text{reaksi}} = H_{41} + Q_{\text{loss}} \\ 23.005.912,78 + 485,76 \text{ m.steam} + 46.470.088,20 = \\ 99.267.620,68 + 24,29 \text{ m.steam} \\ \text{m.steam} = 64557,48 \text{ kg}$$

Maka,

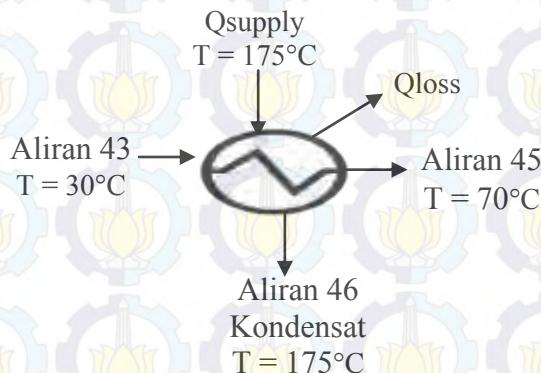
$$Q_{\text{supply}} = 31.359.599,69 \text{ kkal} \\ Q_{\text{loss}} = 1.567.979,98 \text{ kkal}$$

Tabel B.12 Neraca Panas Pada Reaktor $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$

Masuk		Keluar	
H_{39}	23.005.912,78	H_{41}	99.267,.620,68
Qsupply	31.359.599,69	Qloss	1.567.979,98
ΔH_{reaksi}	46.470.088,20		
Total	100.835.600,66	Total	100.835.600,66

7. Heat Exchanger (E-264)

Fungsi : sebagai alat perpindahan panas



Aliran 43

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg $^\circ\text{C}$)	ΔT ($^\circ\text{C}$)	$H_{43} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air	5.014.056,63	1,00	5	25.037.691,78
Total				25.037.691,78

Aliran 45

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg $^\circ\text{C}$)	ΔT ($^\circ\text{C}$)	$H_{45} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air	5.014.056,63	1,00	45	225.925.870,63
Total				8.472.220.148,72

$$Q_{\text{supply}} = m_{\text{steam}} \times \lambda \\ = 485,76 \text{ m.steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ = 5\% \times 485,76 \text{ m.steam} \\ = 24,29 \text{ m.steam}$$

Neraca Panas :

$$H_{43} + Q_{\text{supply}} = H_{45} + Q_{\text{loss}} \\ 25.037.691,78 + 485,76 \text{ m.steam} = 225.925.870,63 + 24,29 \text{ m.steam} \\ \text{m.steam} = 435.318,23 \text{ kg}$$

Maka,

$$Q_{\text{supply}} = 211.461.240,90 \text{ kkal} \\ Q_{\text{loss}} = 10.573.062,04 \text{ kkal}$$

Tabel B.13 Neraca Panas Pada *Heat Exchanger*

Masuk		Keluar	
H ₄₃	25.037.691,78	H ₄₅	225.925.870,63
Q _{supply}	211.461.240,90	Q _{loss}	10.573.062,04
Total	236.498.932,68	Total	236.498.932,68

8. Washer 3 (H-260)

Fungsi : Mencuci bubur *pulp* setelah proses pemasakan

Aliran 45

T = 70°C



Aliran 42
T = 80°C



Washer 3
(H-240)

Aliran 47
T = 72,66°C

Aliran 48
T = 72,66°C

Aliran 42

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{42} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	218.112,24	0,32	55	3.838.775,51
Hemiselulosa	72.704,08	0,31	55	1.256.132,14
Air	1.704.270,33	1,00	55	94.006.699,01
Black Liquor:				
Air	508,93	1,00	55	28.072,25
NaHSO ₃	2.940,48	0,20	55	32.100,98
Na ₂ S ₂ O ₄	18,14	0,18	55	179,25
C ₁₀ H ₁₁ O ₄ NaS	7.068,45	0,27	55	105.661,54
Total				99.267.620,68

Aliran 45

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{45} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Air proses yang ditambahkan	5.014.056,63	1,00	45	225.925.870,63
Total				225.925.870,63

Aliran 47

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{47}=m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (Kkal)
Serat Pulp:				
Selulosa	213.750,00	0,32	47,66	3.260.174,44
Hemiselulosa	71.250,00	0,31	47,66	1.066.801,09
Air	134.376,72	1,00	47,66	6.413.173,38
Total				10.740.148,91

Aliran 48

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{48}= m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (kkal)
Black Liquor :				
Selulosa	4.362,24	0,32	47,66	66.534,17
Hemiselulosa	1.454,08	0,31	47,66	21.771,45
Air	6.584.459,17	1,00	47,66	314.245.495,52
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$	18,14	0,18	47,66	155,34
NaHSO_3	2.940,48	0,20	47,66	27.818,92
$\text{C}_{10}\text{H}_{11}\text{O}_4\text{NaS}$	7.068,45	0,27	47,66	91.567,00
Total				314.453.342,40

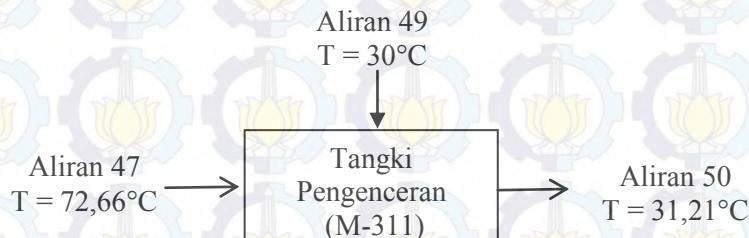
Tabel B.14 Neraca Panas Pada Washer 3

Masuk		Keluar	
H_{42}	99.267.620,68	H_{47}	10.740.148,91
H_{45}	225.925.870,63	H_{48}	314.453.342,40
Total	325.193.491,31	Total	325.193.491,31

III. Tahap Post Treatment

1. Tangki Pengenceran (M-311)

Fungsi : Menyimpan bubur *pulp* hasil *bleaching* serta meningkatkan konsistensi *pulp*



Aliran 47

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{47}=m.Cp.\Delta T$ (kkal)
Serat <i>Pulp</i> :				
Selulosa	213.750,00	0,32	47,66	3.260.174,44
Hemiselulosa	71.250,00	0,31	47,66	1.066.801,09
Air	134.376,72	1,00	47,66	6.413.173,38
Total				10.740.148,91

Aliran 49

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{49}=m.Cp.\Delta T$ (kkal)
Air proses yang ditambahkan	7.723.480,43	1,00	5	38.567.199,50
Total				38.567.199,50

Aliran 50

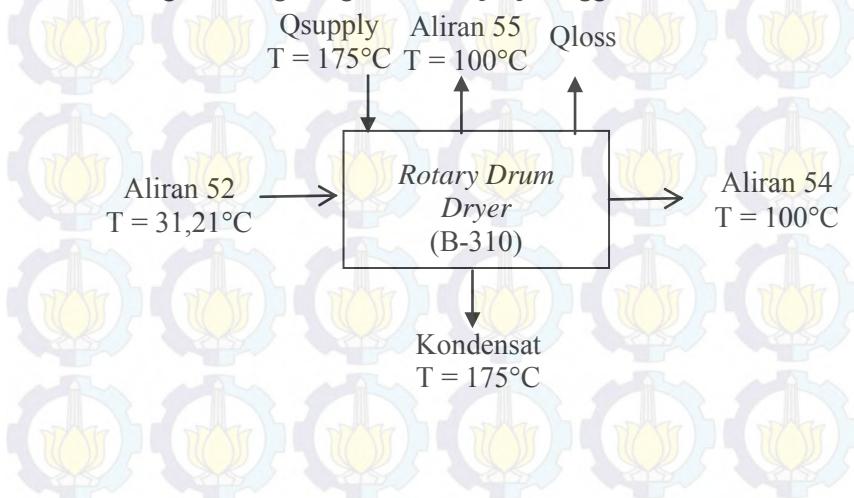
Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{50} = m \cdot C_p \cdot \Delta T$ (kkal)
Serat Pulp:				
Selulosa	213.750	0,32	6,21	424.847,89
Hemiselulosa	71.250	0,31	6,21	139.019,61
Air	7.857.857,14	1,00	6,21	48.743.480,91
Total				49.307.348,41

Tabel B.15 Neraca Panas Pada Tangki Pengenceran

Masuk	Keluar	
H_{47}	10.740.148,91	H_{50}
H_{49}	38.567.199,50	
Total	49.307.348,41	Total

2. *Rotary Drum Dryer (B-310)*

Fungsi : Mengurangi kadar air *pulp* hingga 5%



Aliran 52

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{52}=m.Cp.\Delta T$ (kkal)
Serat Pulp:				
Selulosa	213.750	0,32	6,21	424.847,89
Hemiselulosa	71.250	0,31	6,21	139.019,61
Air	7.857.857,14	1,00	6,21	48.743.480,91
Total				49.307.348,41

Aliran 54

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	$H_{54}=m.Cp.\Delta T$ (kkal)
Serat Pulp:				
Selulosa	213.750	0,32	75	5.130.000,00
Hemiselulosa	71.250	0,31	75	1.678.649,32
Air	15.000	1,01	75	1.133.550,00
Total				7.942.199,32

Aliran 55

Komponen	Massa (kg)	Hvap (kkal/kg)	$H_{54}=m.Hvap$ (kkal)
Uap Air	7.842.857,14	639,60	5.016.316.921,61
Total			5.016.316.921,61

$$Q_{\text{supply}} = m \cdot \text{steam} \times \underline{\lambda} \\ = 485,76 \text{ m.steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ = 5\% \times 485,76 \text{ m.steam} \\ = 24,29 \text{ m.steam}$$

Neraca Panas :

$$H_{52} + Q_{\text{supply}} = H_{54} + H_{55} + Q_{\text{loss}}$$

$$49.307.348,41 + 485,76 \text{ m.steam} = 7.942.199,32 +$$

$$5.016.316.921,61 + 24,29 \text{ m.steam}$$

$$\text{m.steam} = 10.780.560,69 \text{ kg}$$

Maka,

$$Q_{\text{supply}} = 5.236.791.339,49 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 261.839.566,97 \text{ kkal}$$

Tabel B.16 Neraca Panas Pada *Rotary Drum Dryer*

Masuk		Keluar	
H_{52}	49.307.348,41	H_{54}	7.942.199,32
Q_{supply}	5.236.791.339,49	H_{55}	5.016.316.921,61
Total	5.286.098.687,90	Q_{loss}	261.839.566,97
		Total	5.286.098.687,90

APPENDIKS C

SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas Operasi : 900 ton *pulp*/tahun = 300 ton *pulp*/hari
300 hari/tahun, 24 jam/hari

1. Open Yard (F-111)

Fungsi	:	Untuk menyimpan bahan baku TKKS
Konisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm
	:	Temperatur = 30 °C
	:	Laju alir massa = 65795.68 kg/jam
Dasar Perancangan :		
Rate Massa	=	65795.679 kg/jam
Bulk Density	=	20 lb/cuft (table 21-4 perry)
	=	320.37 kg/m ³
Rate Volumetrik	=	<u>65795.68</u> 320.37
Panjang	=	205.3740318 m ³ /jam
Lebar	=	50 m
	=	120 m (Ulrich, 1984)

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk menyimpan bahan baku TKKS
Kapasitas	:	65795.68 kg/jam
Rate volumetrik	:	205.37 m ³ /jam
Panjang	:	50 m
Lebar	:	120 m
Jumlah	:	1 unit

2. Belt Conveyor (J-112)

Fungsi : Untuk mengangkut TKKS dari open yard

menuju gyratory crusher

Type : Troughed belt on 45° idlers with rolls equal length

Konisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Temperatur = 30 °C
Laju alir massa = 65795.68 kg/jam

Dasar Perancangan :

Rate Massa	=	65795.68	kg/jam	
Bulk Density	=	20	lb/cuft	(table 21-4 perry)
	=	320.37	kg/m ³	
Rate Volumetrik	=	<u>65795.68</u>		
		320.37		
	=	205.37	m ³ /jam	
	=	7252.68	cuft/jam	

Untuk belt conveyor kapasitas 66.000 kg/jam, spesifikasi (perry,1997) :

- Lebar Belt = 50 cm
- Cross Sectional Area of Load = 0 m²
- Kecepatan Belt = 31 m/min
- Belt Plies = 4 ; 6 maks
- Ukuran Lump Maksimum = 89 mm
- Daya Angkat = 0.7 hp / 3.05 m
- Daya Pusat = 0.8 hp / 30.48 m
- Daya Tambahan untuk Tripper = 3.2 hp

Perhitungan :

Untuk keamanan 20 %, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 1.2 \times 65795.68 \\
 &= 78954.81 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 78.95 \quad \text{ton/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan kapasitas 78.95 ton/jam, maka :

Kecepatan Belt	=	$(78.95481427/66) \times 30.5$
	=	36.49 m/min
Daya Angkat	=	$(20/100) \times (0.7\text{hp}/3.05) \times 10$
	=	0.459 hp
Daya Pusat	=	$(20/100) \times (0.84/30.48) \times 10 \text{ m}$
		0.06 hp
Daya Tambahan untuk Tripper	=	3.20 hp
Daya Total	=	3.71 hp

Efisiensi motor 80 %, maka :

$$\text{Power Motor} = 4.64 \text{ hp} \approx \text{hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk mengangkut TKKS dari open yard menuju gyratory crusher
Type	:	Troughed belt on 45° idlers with rolls equal length
Ukuran lump maks	:	89 mm
Kapasitas	:	78.95 ton/jam
Bahan kontruksi	:	karet
Panjang	:	10 m
Kemiringan	:	10°
Cross Sectional Area	:	0.49 m ²
Belt Plies	:	4 min ; 8 maks
Lebar belt	:	50 cm
Kecepatan belt	:	36.49 m/min
Power motor	:	5 hp
Jumlah	:	1 unit

3. Gyratory Crusher (C-110)

Fungsi	:	Untuk memotong TKKS menjadi ukuran yang lebih kecil
Konisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Temperatur = 30 °C Laju alir massa = 65795.68 kg/jam
Rate Massa	=	65795.68 kg/jam
Bulk Density	=	20 lb/cuft

Dasar Perancangan :

Rate Volumetrik	=	$\frac{65795.68}{320.37}$	kg/m ³
	=	205.37	m ³ /jam

(table 21-4 perry)

Spesifikasi Gyratory Crusher, (perry,1997) :

- Ukuran Penghancur	=	30 mm
- Ukuran bukaan	=	30 x 78 in
- Kecepatan roda gigi	=	555 rpm
- Kecepatan putaran	=	175 rpm
- Power	=	100 hp

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk memotong TKKS menjadi ukuran yang lebih kecil
Rate Massa	:	65795.68 kg/jam
Rate Volumetrik	:	205.37 m ³ /jam
Ukuran Penghancur	:	30 mm
Ukuran bukaan	:	30 x 78 in
Kecepatan roda gigi	:	555 rpm
Kecepatan putaran	:	175 rpm
Power	:	100 hp

Jumlah : 1 unit

4. Vibrating Screen (H-211)

Fungsi : Untuk menyaring zat impurities dari potongan-potongan TKKS

Konisi Operasi : Tekanan = 1 atm
 Temperatur = 30 °C
 Laju alir massa = 65795.68 kg/jam

Dasar Perancangan :

Rate Massa	=	65795.68	kg/jam
Bulk Density	=	20	lb/cuft (table 21-4 perry)
	=	320.37	kg/m ³
Rate Volumetrik	=	<u>65795.68</u> 320.37	m ³ /jam
	=	205.37	m ³ /jam

Perhitungan :

- Panjang bagian datar :

$$L_H = 34 \text{ ft} = 10.36 \text{ m}$$

- Lebar vibrating screen :

$$\text{Lebar} = 1.25 \text{ m}$$

$$\text{Tebal} = 1/4 \text{ in}$$

- Power :

$$P = \frac{C}{4} \text{ hp} \quad (\text{Dimana, } C = \text{Laju TKKS, m}^3/\text{jam})$$

$$= \frac{205.37}{4}$$

$$= 51.34 \text{ hp}$$

$$\approx 52 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk menyaring zat impurities dari potongan-potongan TKKS
Kapasitas	:	65795.68
Rate volumetrik	:	205.37
Panjang vibrating	:	10.36
Lebar vibrating	:	1.25
Tebal vibrating	:	1/4
Power	:	52
Bahan	:	SA 240, Grade M, Type 316
Jumlah	:	1

5. Chip Bin (F-212)

Fungsi	:	Untuk menyimpan sementara chip TKKS sebelum menuju bucket elevator
Type	:	Silinder tegak tanpa tutup atas dan tutup bawah konis
Konisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Temperatur = 30 °C Laju alir massa = 65729.88 kg/jam

Dasar Perancangan :

Rate Massa	=	65729.88	kg/jam
Bulk Density	=	20	lb/cuft
	=	320.37	kg/m ³
Rate Volumetrik	=	65729.88	
		320.37	
	=	205.17	m ³ /jam
	=	7245.42	cuft/jam

Asumsi : Waktu tinggal = 1 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= 80\% \\
 \text{Volume Larutan} &= \frac{\text{Rate Volumetrik}}{x \text{ waktu tinggal}} \\
 &= \frac{7245.42}{x \cdot 1} \\
 &= 7245.42 \text{ cuft} \\
 \text{Volume Tangki} &= \frac{\text{Volume Larutan}}{80\%} \\
 &= \frac{9056.78}{80\%} \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\
 9056.78 &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\
 D &= 14.23 \text{ ft} \\
 D &\approx 15 \text{ ft} = 180 \text{ in} \\
 H &= 60 \text{ ft} \\
 &\approx 64 \text{ ft} = 768 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan :

t_{\min}	= tebal shell minimum; in
P	= tekanan tangki; psi
r_i	= jari-jari tangki; in ($1/2D$)
C	= faktor korosi; in (digunakan 1/8 in)
E	= faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
f	= stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

P operasi = P hidrostatis

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho \times H}{144} = 0.14 H \text{ psi}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

$$P \text{ design} = 1.1 \times 0.14 = 0.15 H \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 180 = 90 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{0.15 H \times 90}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 0.15 H)} + 0.125$$

$$= \frac{0.0014}{H} + 0.1$$

Perhitungan tebal shell pada tiap course :

$$\begin{aligned} \text{Course 1} \quad t &= 0.0014 & 64 &+ 0.125 \\ &= 0.212 \\ &= 1/4 \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= 4.70 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Course 2} \quad t &= 0.0014 & 56 &+ 0.125 \\ &= 0.201 \\ &= 1/4 \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= 4.70 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Course 3} \quad t &= 0.0014 & 48 &+ 0.125 \\ &= 0.1902 \\ &= 1/4 \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \end{aligned}$$

C-9

			=	4.70		
Course 4	t		=	0.0014	40	+ 0.125
			=	0.179		
	L		=	$\frac{\pi \times (D + tebal\ shell) - panjang\ las}{12 \times n}$		
			=	4.70		
Course 5	t		=	0.0014	32	+ 0.125
			=	0.168		
	L		=	$\frac{\pi \times (D + tebal\ shell) - panjang\ las}{12 \times n}$		
			=	4.70		
Course 6	t		=	0.0014	24	+ 0.125
			=	0.158		
	L		=	$\frac{\pi \times (D + tebal\ shell) - panjang\ las}{12 \times n}$		
			=	4.70		
Course 7	t		=	0.0014	16	+ 0.125
			=	0.147		
	L		=	$\frac{\pi \times (D + tebal\ shell) - panjang\ las}{12 \times n}$		
			=	4.70		
Course 8	t		=	0.0014	8	+ 0.125
			=	0.136		
	L		=	$\frac{\pi \times (D + tebal\ shell) - panjang\ las}{12 \times n}$		
			=	3/16		

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 4.70$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t$$

Distanandardkan menurut ASME, OD = 180.38 in
ID = 192 in

Menentukan tebal dishead

Tebal tutup bawah (konis) :

$$\text{Tebal conical} = \frac{P.D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C$$

Dimana :

$$\alpha = \frac{1}{2} \text{sudut conis} = \frac{1}{2} \times 60^\circ = 30^\circ$$

$$t_c = \frac{0.15 \times 64 \times 180}{2 \cos 30 ((12650 \times 0.8) - (0.6 \times 0.15 \times 64))} = 0.125$$

$$= 0.69 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/4 \text{ in})$$

Tinggi konis :

$$h = \frac{\text{OD}}{2 \tan \frac{1}{2} \alpha}$$

Dimana :

$$\alpha = \frac{1}{2} \text{sudut conis} = \frac{1}{2} \times 60^\circ = 30^\circ$$

D = diameter tangki ; ft

$$h = \frac{192}{2 \times \tan 1/2 60} = 166.28 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H + h$$

$$= 230.28 \text{ ft} = 2763 \text{ in}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Untuk menyimpan sementara chip TKKS

Type	sebelum menuju bucket elevator		
	: Silinder tegak tanpa tutup atas dan tutup bawah konis		
Kapasitas	:	9056.78	cuft
Diameter	:		
- Inside diameter	:	180	in
- Outside diameter	:	192	in
Tinggi	:	2763.36	in
Tebal Shell	:		
- Course 1	:	1/4	in
- Course 2	:	1/4	in
- Course 3	:	1/4	in
- Course 4	:	3/16	in
- Course 5	:	3/16	in
- Course 6	:	3/16	in
- Course 7	:	3/16	in
- Course 8	:	3/16	in
Tebal Tutup Bawah	:	3/4	in
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah	:	1	unit

6. Bucket Elevator (J-213)

Fungsi	: Untuk mengangkut chip TKKS dari chip bin tahap delignifikasi		
Type	: Bucket elevator for continuous buckets on chain		
Konisi Operasi	Tejanan	=	1 atm
	Temperatur	=	30 °C
	Laju alir massa	=	65729.88 kg/jam

Dasar Perancangan :

Rate Massa = 65729.88 kg/jam

Bulk Density	=	20	lb/cuft	(table 21-4 perry)
	=	320.37	kg/m ³	
Rate Volumetrik	=	65729.88		
		320.37		
	=	205.17	m ³ /jam	
	=	7245.42	cuft/jam	

Untuk bucket elevator kapasitas 70.000 kg/jam, spesifikasi (perry,1997) :

- Ukuran Bucket	=	12 x 7 x 11 3/4	in
- Bucket Spacing	=	12	in
- Elevator Center	=	75	ft
- Head Shaft	=	23	rpm
- Power Head Shaft	=	9.5	hp
- Power Tambahan	=	0.12	hp

Perhitungan :

Untuk keamanan 20 %, maka :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 1.2 \times 65729.88 \\ &= 78875.86 \quad \text{kg/jam} \\ &= 78.87586 \quad \text{ton/jam} \end{aligned}$$

Dengan kapasitas 78.87585945 ton/jam, maka :

$$\begin{aligned} \text{Head Shaft} &= (78.87585945/70) \times 23 \\ &= 25.92 \quad \text{rpm} \\ \text{Power Head Shaft} &= (78.87585945/70) \times 9.5 \\ &= 10.70 \quad \text{hp} \\ \text{Power Tambahan} &= 0.12 \quad \text{hp} \\ \text{Power Total} &= 10.70 + 0.1 \\ &= 10.82 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor 80 %, maka :

$$\text{Power Motor} = 13.53 \quad \text{hp} \approx \text{hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk mengangkut chip TKKS dari chip bin menuju ke tahap delignifikasi
Type	:	Bucket elevator for continuous buckets on chain
Kapasitas	:	78.88 ton/jam
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Ukuran Bucket	:	12 x 7 x 11 3/4 in
Bucket Spacing	:	12 in
Tinggi Elevator	:	75 ft
Power Motor	:	14 hp
Jumlah	:	1 unit

7. Tangki Pengenceran CH₃COOH (M-214)

Fungsi	:	Untuk mengencerkan larutan CH ₃ COOH 90 % menjadi 85 %
Type	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Suhu = 30°C

Dasar Perhitungan :

Bahan Masuk :

Komponen	Berat (kg)	Paksi ber	ρ (kg/m ³)
CH ₃ COOH	670444.81	0.85	1048
H ₂ O	118313.79	0.15	995.68
Total	788758.59	1.00	

$$\mu \text{ campuran} = 1.2 \text{ cp} = 0.0012 \text{ kg/ms}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum (\text{fraksi berat}/\rho_{\text{campuran}})} \times 0.06243 \text{ lb/cuft}$$

(1 kg/m³ = 0.06243 lb/cuft)

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{(0.85/1048) + (0.15/995.68)} \times 0.06243 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 64.91 \text{ lb/cuft} = 1039.8 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate Massa} = 788758.59 \text{ kg/jam}$$

$$= 1738897.20 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{1738897.2 \text{ lb/jam}}{64.91 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 26787.30 \text{ cuft/jam}$$

$$\text{Asumsi : Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume larutan} = 75\%$$

$$\text{Volume Larutan} = \text{Rate Volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 26787.30 \times 1$$

$$= 26787.30 \text{ cuft}$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{\text{Volume Larutan}}{75\%}$$

$$= 35716.40 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : H/D = 4 (ulrich : tabel 4-27)

$$\text{Volume} = 1/4 \pi (D^2) H$$

$$35716.40 = 1/4 \pi (D^2) 4D$$

$$D = 22.49 \text{ ft}$$

$$D \approx 23 \text{ ft} = 276 \text{ in}$$

$$H = 92 \text{ ft} = 1104 \text{ in}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :	t_{min}	= tebal shell minimum; in
	P	= tekanan tangki; psi
	r_i	= jari-jari tangki; in ($1/2D$)
	C	= faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
	E	= faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
	f	= stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$\begin{aligned}
 P_{operasi} &= P_{hidrostatik} \\
 P_{hidrostatik} &= \frac{\rho \times H}{144} = 41.47 \text{ psi} \\
 P_{design} &= 1.1 \times P_{total} \\
 r &= 1/2D \\
 r &= 1/2 \times 276 = 138 \\
 t_{min} &= \frac{45.62 \times 138}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 45.62)} + 0.125 \\
 &= 0.75 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/4 \text{ in})
 \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2t = 277.5 \text{ in}$$

Menurut standart ASME nilai OD terbesar adalah 240 in, jadi tangki dibuat menjadi 2 buah, untuk memenuhi standart nilai OD.

$$\text{Volume Tangki} = \frac{35716.40}{2} = 17858.20 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\text{Volume} = 1/4 \pi (D^2) H$$

$$\begin{aligned}
 17858.20 &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\
 D &= 17.85 \text{ ft} \\
 D &\approx 18 \text{ ft} = 216 \text{ in} \\
 H &= 72 \text{ ft} = 864 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :

- t_{\min} = tebal shell minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)
- C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
- E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
- f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= P_{\text{hidrostatis}} \\
 P_{\text{hidrostatis}} &= \frac{\rho \times H}{144} = 32.46 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P total untuk faktor keamanan.

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatis}} \\
 &= 32.46 \text{ psi} \\
 P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 35.70 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

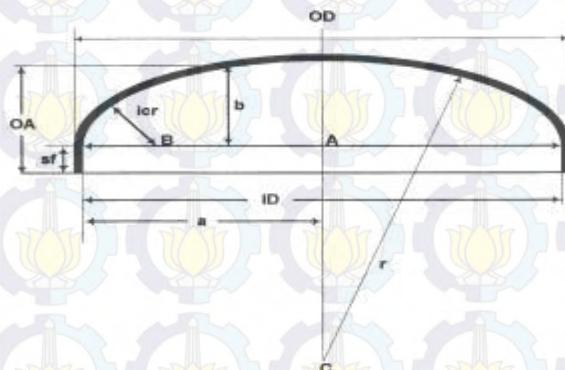
$$\begin{aligned}
 r &= 1/2D \\
 r &= 1/2 \times 216 = 108 \text{ in} \\
 t_{\min} &= \frac{35.70 \times 108}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 35.70)} + 0.125 \\
 &= 0.51 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 5/8 \text{ in})
 \end{aligned}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t = 217.25 \text{ in}$$

Distandardkan menurut ASME, OD = 228 in

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$\text{th} = \frac{0.855 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\text{icr} = 13 \frac{3}{4}$$

$$r = 180$$

Sehingga :

$$\text{th} = \frac{0.855 \times 35.70 \times 180}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 35.70)} + 0.125$$

$$\text{th} = 0.67 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/4 \text{ in})$$

$$\text{OD} = 228 \text{ in} = 19 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = \text{OD tangki} - 2\text{th}$$

$$\text{tutup} = 226.5 \text{ in}$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2}$$

$$= 113.25 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

$$\begin{aligned}
 &= 166.25 \text{ in} \\
 AB &= \frac{\text{ID}}{2} - icr \\
 &= 99.50 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 133.18713 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 46.812867 \text{ in} \\
 OA &= ts + b + sf \\
 &= 49.06 \text{ in} \\
 \text{Tinggi Tangki} &= H \\
 &= 864 \\
 &= 962.13 \text{ in} \\
 &\quad + \quad 2 \times 49.06 \\
 &\quad + \quad 2OA
 \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 3/4 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{13 \cdot 3/4}{228} = 0.060307 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$\begin{aligned}
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 \text{dimana : } V &= \text{volume, ft}^3 \\
 Di &= \text{diameter, in} \\
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 &= 493.81 \text{ ft}^3 \\
 &= 150.51 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Untuk tebal dan ukuran pada dishead memiliki nilai yang sama dengan head.

Perhitungan sistem pengaduk :

Dipakai jenis pengaduk tipe propeller dengan 4 baffles

(Geankoplis-Table 3.4-1)

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} ; \quad \frac{C}{D_t} = \frac{1}{3} ;$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

Dt = diameter tangki (ft)

Da = diameter pengaduk (ft)

W = lebar pengaduk (ft)

H = tinggi larutan (ft)

L = tinggi pengaduk (ft)

C = tinggi pengaduk dari dasar tangki (ft)

J = lebar baffle (ft)

Maka diperoleh :

$$D_a = \frac{18}{3} = 6 \text{ ft}$$

$$W = \frac{6}{5} = 1.2 \text{ ft}$$

$$H = D_t = 18 \text{ ft}$$

$$L = \frac{6}{4} = 1.5 \text{ ft}$$

$$C = \frac{18}{3} = 6 \text{ ft}$$

$$J = \frac{18}{12} = 1.5 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk :

$$\text{Diameter pengaduk} = 6 \text{ ft} \quad 1.83 \text{ m} \\ 72 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan putaran (N)} = 60 \text{ rpm} \quad 1 \text{ rps}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho ND_a^2}{\mu} \\ &= \frac{(1039.80)(1)(1.83^2)}{1.2} \\ &= 2898099.65 \end{aligned}$$

$Nre > 10000$, maka aliran tersebut turbulen.

Menggunakan curve 5 pada fig 3.4-5, Geankoplis edisi 4 halaman 159, untuk menentukan Power Pengaduk :

$$Np = 0.38$$

$$\begin{aligned} \text{Power Pengaduk} &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 8083.37 \text{ W} \\ &= 8.08 \text{ kW} \\ &= 10.84 \text{ hp} \quad \approx 11 \quad (1 \text{ kW} = 1.341 \text{ hp}) \end{aligned}$$

Spesifikasi :

- | | | |
|--------|---|---|
| Fungsi | : | Untuk mengencerkan larutan CH_3COOH 90 % menjadi 85 % |
| Type | : | Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk |

Dimensi Tangki :

Kapasitas	:	17858.20	cuft
Tinggi	:	962.13	in
Diameter			
- Inside diameter	:	216	in
- Outside diameter	:	228	in
Tebal Shell	:	5/8	in
Tebal tutup atas	:	3/4	in
Tebal tutup bawah	:	3/4	in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah	:	2	unit

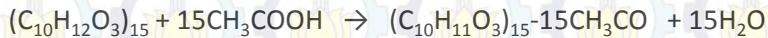
Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Propeller
Diameter pengaduk	:	72 in
Kecepatan putaran	:	1 rps
Power motor	:	11 hp
Jumlah	:	2 unit

8. Pandia Digester (R-210)

Fungsi	:	Mengubah serat tandan kosong kelapa sawit menjadi pulp dan terjadi proses delignifikasi
Type	:	Continuous Pandia Digester

Reaksi yang terjadi pada proses bleaching:



Komponen	$\rho(kg/m^3)$	kg/jam	fraksi	s.g	fraksi x s.g
Selulosa	1590	10514.15	0.012	1.78	0.022
Hemiselulosa	1591	6308.49	0.007	1.78	0.013
Lignin	1592	5519.93	0.006	1.78	0.011
Abu	750	3942.81	0.005	0.84	0.004
Air pada serat	895.36	39444.51	0.046	1.00	0.046
CH ₃ COOH	1039.76	670444.81	0.785	1.16	0.911
Air	895.36	118313.79	0.138	1.00	0.138
Total		854488.48	1.000		1.15

$$\begin{aligned} \text{Laju alir masuk reaktor} &= 854488.48 \text{ kg/jam} \\ &= 1883805.30 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \Sigma (\text{Fraksi x s.g}) \times \rho_{\text{air}} \text{ pada } 170^\circ\text{C} \\ &= 1.146 \times 895.36 \end{aligned}$$

$$= 1026.17 \text{ kg/m}^3 = 64.06 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Viskositas} = 0.57816 \text{ cp} = 0.000578 \text{ kg/ms}$$

$$\begin{aligned}\text{Volumetric rate pulp, } V &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{1883805.30}{64.06} \\ &= 29405.13 \text{ cuft/jam}\end{aligned}$$

Kondisi Operasi :

$$\text{Temperatur} = 170 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 8 \text{ bar}$$

$$\text{Laju alir massa} = 1883805.30 \text{ lb/jam}$$

Perhitungan Dimensi Reaktor :

$$t = \frac{V \cdot C_{Ao}}{F_{Ao}} \rightarrow V = \frac{t \cdot F_{Ao}}{C_{Ao}}$$

$$C_{Ao} = \frac{\text{mol masuk}}{\text{volume feed}}$$

Dimana :

$$t = \text{Waktu (jam)}$$

$$V = \text{Volume Larutan (cuft)}$$

$$C_{Ao} = \text{Konsentrasi feed masuk (lbmol/cuft)}$$

$$F_{Ao} = \text{Laju alir molar (lbmol/jam)}$$

$$C_{Ao} = \frac{44218.784}{29405.13}$$

$$= 1.50 \text{ lbmol/cuft}$$

$$V = \frac{1 \times 44218.78}{1.50}$$

$$= 29405.13 \text{ cuft}$$

$$\text{Volume Reaktor (V}_R\text{)} = 29405.13 \text{ cuft}$$

Untuk perancangan, diberikan faktor kelonggaran 20 % :

$$\begin{aligned} \text{Volume Reaktor (V}_R\text{)} &= 1.20 \times 29405.1 \\ &= 35286.15 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Direncanakan :

A. Menghitung Jumlah Tube

Direncanakan :

Menurut Christy, 1967 :

$$\begin{aligned} - \text{ Diameter Tube} &= 18 \text{ in} &= 1.5 \text{ ft} \\ - \text{ Panjang Tube} &= 15 \text{ ft} &= 180 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Volume Tube} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$= 26.49 \text{ cuft}$$

$$\text{Jumlah Tube} = \frac{\text{Volume Reaktor}}{\text{Volume Tube}}$$

$$= 1331.87$$

Menentukan tebal minimum shell tube :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f_E - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, hal.254})$$

dimana : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi (Brownell, T.13-1)

$$\text{P operasi} = 8 \text{ bar} = 116.00 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatis}} = \frac{\rho \times H}{144} = 6.67 \text{ psi}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P total untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{total}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatis}}$$

$$= 122.67 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1.1 \times P_{\text{total}}$$

$$= 134.94 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 18 = 9 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{116.56 \times 9}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 116.56)} + 0.13$$

$$= 0.25 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1/4 \text{ in})$$

$$OD = ID + 2t = 19 \text{ in}$$

$$\text{Distandartkan menurut ASME, OD} = 20 \text{ in}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Mengubah serat tandan kosong kelapa sawit menjadi bubur pulp dan terjadi proses delignifikasi

Type : Continuous Pandia Digester

Kapasitas : 35286.15 cuft

Bahan Konstruksi : 316 Stainless Steel

Diameter Tube :

- Inside Diameter : 18 in
- Outside Diameter : 20 in

Panjang Tube : 180 in

Jumlah Tube : 1332

Screw in Tube :

- Bahan Konstruksi : 316 Stainless Steel
- Power : 2 hp
- Kecepatan : 8 rpm

Rotary Discharge Valve :

- Bahan Konstruksi : 316 Stainless Steel

- Diameter : 18 in

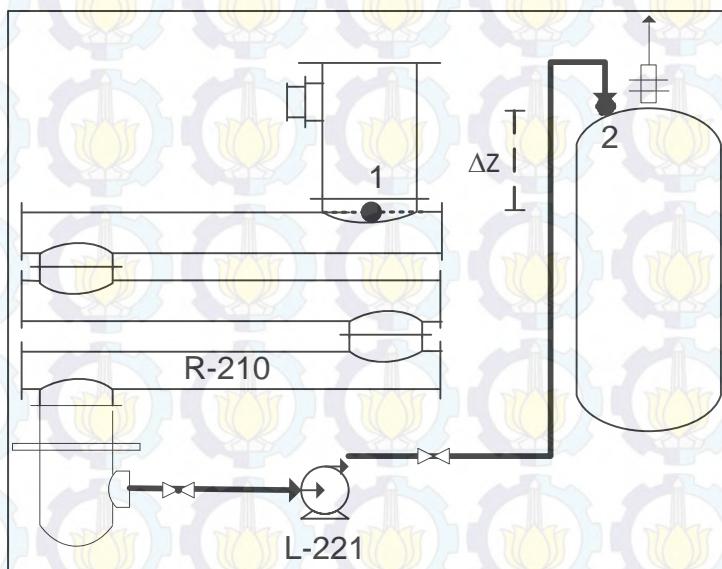
Jumlah : 1 unit

9. Pompa (L-221)

Fungsi : Memompa bubur pulp dari pandia degester menuju *blowtank*

Tipe : *centrifugal pump*

Tujuan : Menghitung power pompa



Komposisi Komponen Masuk :

Komponen	Fraksi	kg/jam	s.g	aksix
Selulosa	0.011	9462.73	1.78	0.020
Lignin sisa	0.001	551.99	1.78	0.001
Hemiselulosa	0.004	3154.25	3.35	0.012
Air pada serat	0.001	496.79	1.00	0.001
Air sisa	0.185	157758.30	1.16	0.214
Aseto ligninat (s)	0.007	6127.12	1.16	0.008
CH_3COOH (s)	0.783	668788.83	0.84	0.656
Hemiselulosa terdegradasi	0.004	3154.25	3.35	0.012
Selulosa terdegradasi	0.001	1051.42	1.78	0.002
Abu (s)	0.005	3942.81	0.84	0.004
Total	1.000	854488.48		0.93

$$\begin{aligned}
 \text{Rate masuk} &= 854488.48 \text{ kg/jam} \\
 &= 1883805.3 \text{ lb/jam} \\
 \rho_{\text{campuran}} &= \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g}) \times \rho_{\text{air pada } 170^\circ\text{C}} \\
 &= 0.93 \times 895.36 \\
 &= 833.15 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 52.01 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu_{\text{campuran}} &= 0.00031 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0.00021 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.31 \text{ cp} \\
 \text{Rate fluida, Q} &= 36218.91 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 10.06 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 4515.90 \text{ gpm} \\
 &= 0.28 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen ($Nre > 2100$)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 18.42 \text{ in} \end{aligned}$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

Ditetapkan tipe pompa :

$$\begin{aligned} sch &= 40 \\ OD &= 20 \text{ in} & = 1.67 \text{ ft} \\ ID &= 18.812 \text{ in} & = 1.57 \text{ ft} \\ A &= 1.93 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

(perry, tabel 10-18)

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran}, v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 10.06 / 1.93 \\ &= 5.22 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{52.01 \times 5.22 \times 1.57}{0.00021} \\ &= 2065087.04 \end{aligned}$$

(asumsi aliran *turbulen* dapat diterima)

(Geankoplis, per 3.4-1,hlm 158)

Menentukan Kerja Pompa :

Persamaan Bernoulli :

$$\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = - Ws$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, hlm 103)

dimana :

$$* \text{ faktor energi kinetik } \Delta v^2/(2gc)$$

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{Q_1}{A_1} = \frac{10.06}{15} = 0.671 \text{ ft/s} \\ V_2 &= \frac{Q_2}{A_2} = \frac{10.06}{1.93} = 5.22 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\Delta v^2 = V_2^2 - V_1^2$$

$$= \quad 5.22 - 0.67$$

$$\Delta v^2/(2gc) = \quad 1.41 \text{ ft/s}$$

* beda tinggi, $\Delta z = 22 \text{ ft}$

* Titik referensi, $P_1 = \text{Tekanan pandai degester}$

$$= 116.03 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan blowtank}$$

$$= 116.03 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

Digunakan : 3 buah elbow 90°

1 buah globe valve

1 buah gate valve

* friksi dalam 3 buah elbow 90° :

$$hf_1 = \frac{3 \times kf \times v^2 / 2\alpha gc}{2 \times 1 \times 32.17} \quad (kf = 0.8)$$

$$= \frac{3 \times 0.75 \times 27.20}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 0.95 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah globe valve (wide Open) :

$$hf_2 = \frac{kf \times v^2 / 2\alpha gc}{2 \times 1 \times 32.17} \quad (kf = 9.5)$$

$$= \frac{9.5 \times 27.20}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 4.02 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah gate valve (wide Open) :

$$hf_3 = \frac{kf \times v^2 / 2\alpha gc}{2 \times 1 \times 32.17} \quad (kf = 0.2)$$

$$= \frac{0.17 \times 27.20}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 0.07 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis pers 2.10-17, hlm 99)

* friksi sepanjang pipa :

$$\text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L = 173 \text{ ft}$$

Untuk Commercial Steel:

$$\epsilon = 0.000046$$

Maka:

$$\epsilon/D = 9.627E-05$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0.0034$$

$$f_f = \frac{4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc}{\frac{4}{1.57} \times \frac{0.0034}{2} \times \frac{173}{32.17} \times 27.20} \\ = 0.63 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5, hlm 93)

* kehilangan karena kontraksi:

$$K_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \ggg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0.55$$

$$h_c = \frac{k_c \times v^2 / 2\alpha gc}{\frac{0.55}{2} \times \frac{1}{1} \times \frac{27.196}{32.174}} \\ = 0.2324552 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena expansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2, \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned}
 he &= K_{ex} \times v^2 / 2\alpha g c \\
 &= \frac{1}{2} \times \frac{27.20}{x} \times \frac{32.174}{1} \\
 &= 0.42 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \sum hf &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + hc + he \\
 &= 6.33 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned}
 - Ws &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf \\
 &= 1.41 + 6.84 + 0 + 6.3 \\
 &= 14.58 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 4516 \text{ gpm}$$

$$\eta = 1 - 0.12Q^{-0.27} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a,hlm 205})$$

$$\eta = 0.94$$

$$W_p = (-Ws/\eta)$$

$$W_p = \frac{14.58}{0.94}$$

$$= 15.58 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{15.58 \times 523.28}{550}$$

$$= 14.82 \text{ hp}$$

dari (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

Effisiensi motor = 87%

$$\begin{aligned}
 \text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} &= 17.04 \text{ hp} \\
 &= 17 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Memompa bubur pulp dari pandia digester menuju *blowtank*

Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>		
Kapasitas	:	4515.90	gpm	
Material case	:	Cast iron		
Material rotor	:	Carbon steel		
Suction pressure	:	116.03	psi	
Discharge pressure	:	116.03	psi	
Beda ketinggian	:	22	ft	
Ukuran pipa	:	20 in	OD, sch 40	
Power pompa	:	17	hp	
Jumlah	:	1	unit	

10. Tangki Penyimpanan (F-222)

Fungsi	:	Untuk menyimpan sementara bubur pulp setelah proses delignifikasi
Type	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Suhu = 170 °C

Perhitungan :

Bahan Masuk :

Komponen	Fraksi mo	Berat (kg/jam)	s.g	fraksi x s.g
Selulosa	0.011074	9462.73	1.78	0.020
Lignin sisa	0.000646	551.99	1.78	0.001
Hemiselulosa	0.003691	3154.24	3.35	0.012
Air pada serat	0.000581	496.79	1.00	0.001
Air sisa	0.004614	3942.81	1.16	0.005
Aseto ligninat sisa	0.007171	6127.12	1.16	0.008
CH ₃ COOH sisa	0.782677	668788.83	0.84	0.657
Hemiselulosa yang terdegradasi	0.003691	3154.24	3.35	0.012
Selulosa yang terdegradasi	0.001230	1051.41	1.78	0.002

Abu sisa	0.184623	157758.30	0.84	0.155
Total	1.00	854488.48		0.875

$$\rho_{\text{campuran}} = \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g.}) \times \rho_{\text{air pada } 170^{\circ}\text{C}}$$

$$= 0.875 \times 895.355 \text{ kg/m}^3$$

$$= 783.05 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{campuran}} = 0.000578 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0.58 \text{ cp}$$

$$\text{Rate Massa} = 854488.48 \text{ kg/jam}$$

$$= 1883805.30 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{1883805.3 \text{ lb/jam}}{48.88 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 38536.18 \text{ cuft/jam}$$

$$\text{Asumsi : Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume larutan} = 80\%$$

$$\text{Volume Larutan} = \text{Rate Volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 38536.18 \times 1$$

$$= 38536.18 \text{ cuft}$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{\text{Volume Larutan}}{80\%}$$

$$= 48170.22 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : H/D = 4 (ulrich : tabel 4-27)

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$48170.22 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$$

$$D = 24.85 \text{ ft}$$

$$D \approx 25 \text{ ft} = 300 \text{ in}$$

$$H = 100 \text{ ft}$$

$$\approx \quad \quad \quad 104 \quad \quad \quad \text{ft} \quad = \quad 1248 \text{ in}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :
 t_{\min} = tebal shell minimum; in
 P = tekanan tangki; psi
 r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)
 C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
 E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
 f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 0.34 H \text{ psi}$$

P_{design} diambil 10% lebih besar dari P_{total} untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{design}} = 1.1 \times P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 0.37 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 300 = 150 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{0.37 H \times 150}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 0.37 H)} + 0.125$$

$$= \frac{0.01}{H} + 0.125$$

Perhitungan tebal shell pada tiap course :

$$\begin{aligned} \text{Course 1} \quad t &= 0.01 \times 104 + 0.125 \\ &= 0.576 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3/4}{12 \times n} \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 \text{Course 2} &= \frac{7.86}{12 \times n} \text{ ft} \\
 t &= 0.01 \times 96 + 0.125 \\
 &= 0.656 \text{ in} \\
 &= \frac{3/4}{12 \times n} \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 \text{Course 3} &= \frac{7.86}{12 \times n} \text{ ft} \\
 t &= 0.01 \times 88 + 0.125 \\
 &= 0.612 \text{ in} \\
 &= \frac{5/8}{12 \times n} \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 \text{Course 4} &= \frac{7.85}{12 \times n} \text{ ft} \\
 t &= 0.01 \times 80 + 0.125 \\
 &= 0.568 \text{ in} \\
 &= \frac{5/8}{12 \times n} \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 \text{Course 5} &= \frac{7.85}{12 \times n} \text{ ft} \\
 t &= 0.01 \times 72 + 0.125 \\
 &= 0.524 \text{ in} \\
 &= \frac{5/8}{12 \times n} \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 7.85 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Course 6

$$t = 0.01 \times 64 + 0.125$$

$$= 0.479 \text{ in}$$

$$= 1/2 \text{ in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 7.85 \text{ ft}$$

Course 7

$$t = 0.01 \times 56 + 0.125$$

$$= 0.435 \text{ in}$$

$$= 7/16 \text{ in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 7.85 \text{ ft}$$

Course 8

$$t = 0.01 \times 48 + 0.125$$

$$= 0.391 \text{ in}$$

$$= 7/16 \text{ in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 7.85 \text{ ft}$$

Course 9

$$t = 0.01 \times 40 + 0.125$$

$$= 0.346 \text{ in}$$

$$= 3/8 \text{ in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 7.85 \text{ ft}$$

Course 10

$$t = 0.01 \times 32 + 0.125$$

$$= 0.302 \text{ in}$$

$$= 5/16 \text{ in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= \quad \quad \quad 7.85 \quad \quad \quad \text{ft}$$

Course 11

$$t = 0.01 \times 24 + 0.125$$

$$= 0.258 \quad \text{in}$$

$$= 5/16 \quad \text{in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 7.85 \quad \text{ft}$$

Course 12

$$t = 0.01 \times 16 + 0.125$$

$$= 0.214 \quad \text{in}$$

$$= 1/4 \quad \text{in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 7.84 \quad \text{ft}$$

Course 13

$$t = 0.01 \times 8 + 0.125$$

$$= 0.169 \quad \text{in}$$

$$= 3/16 \quad \text{in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 7.84 \quad \text{ft}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t = 300.38 \text{ in}$$

Menurut standart ASME nilai OD terbesar adalah 240 in, jadi tangki dibuat menjadi 3 buah, untuk memenuhi standart nilai OD.

$$\text{Volume Tangki} = \frac{48170.22}{3} = 16056.74 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\text{Volume} = 1/4 \pi (D^2) H$$

$$16056.74 = 1/4 \pi (D^2) 4D$$

$$\begin{aligned} D &= 17.23 \text{ ft} \\ D &\approx 18 \text{ ft} = 216 \text{ in} \\ H &= 72 \text{ ft} = 864 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :

$$t_{\min} = \text{tebal shell minimum; in}$$

$$P = \text{tekanan tangki; psi}$$

$$r_i = \text{jari-jari tangki; in (1/2D)}$$

$$C = \text{faktor korosi; in (digunakan 1/8 in)}$$

$$E = \text{faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8}$$

$$f = \text{stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka } f = 12650 \text{ psi} \\ (\text{Brownell, T.13-1})$$

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 0.34 H \text{ psi}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P total untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{design}} = 1.1 \times P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 0.37 H \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 216 = 108 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{0.37 H \times 108}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 0.37 H)} + 0.125$$

$$= \frac{0.004 H}{0.125} + 0.125$$

Perhitungan tebal shell pada tiap course :

$$\begin{aligned} \text{Course 1} \quad t &= 0.004 \times 72 + 0.125 \\ &= 0.412 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1/2}{\pi x (D + tebal shell) - panjang las} \quad \text{in} \\
 L &= \frac{12 x n}{12 x n} \\
 \text{Course 2} &= \frac{5.65}{0.004 x 64 + 0.125} \quad \text{ft} \\
 t &= 0.004 x 64 + 0.125 \\
 &= 0.380 \quad \text{in} \\
 &= \frac{7/16}{\pi x (D + tebal shell) - panjang las} \quad \text{in} \\
 L &= \frac{12 x n}{12 x n} \\
 &= \frac{5.65}{0.004 x 56 + 0.125} \quad \text{ft} \\
 \text{Course 3} &= 0.004 x 56 + 0.125 \\
 t &= 0.223 \quad \text{in} \\
 &= \frac{3/8}{\pi x (D + tebal shell) - panjang las} \quad \text{in} \\
 L &= \frac{12 x n}{12 x n} \\
 &= \frac{5.65}{0.004 x 48 + 0.125} \quad \text{ft} \\
 \text{Course 4} &= 0.004 x 48 + 0.125 \\
 t &= 0.191 \quad \text{in} \\
 &= \frac{3/8}{\pi x (D + tebal shell) - panjang las} \quad \text{in} \\
 L &= \frac{12 x n}{12 x n} \\
 &= \frac{5.65}{0.004 x 40 + 0.125} \quad \text{ft} \\
 \text{Course 5} &= 0.004 x 40 + 0.125 \\
 t &= 0.159 \quad \text{in} \\
 &= \frac{5/16}{\pi x (D + tebal shell) - panjang las} \quad \text{in} \\
 L &= \frac{12 x n}{12 x n} \\
 &= \frac{5.65}{0.004 x 40 + 0.125} \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

Course 6

$$\begin{aligned} t &= 0.004 \times 32 + 0.125 \\ &= 0.128 \text{ in} \\ &= 5/16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= \frac{5.65}{5.65} \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 7

$$\begin{aligned} t &= 0.004 \times 24 + 0.125 \\ &= 0.096 \text{ in} \\ &= 1/4 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= \frac{5.65}{5.65} \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 8

$$\begin{aligned} t &= 0.004 \times 16 + 0.125 \\ &= 0.064 \text{ in} \\ &= 1/4 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= \frac{5.65}{5.65} \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 9

$$\begin{aligned} t &= 0.004 \times 8 + 0.125 \\ &= 0.032 \text{ in} \\ &= 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

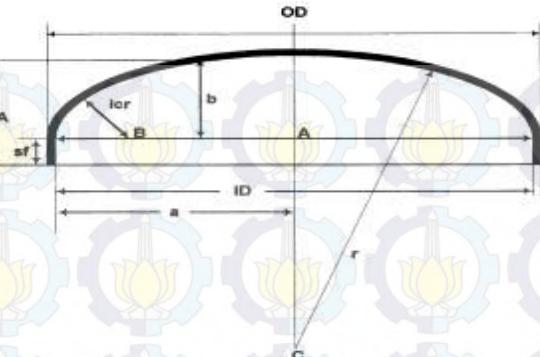
$$\begin{aligned} L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= \frac{5.64}{5.64} \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t \\ &= 216.38 \text{ in} \end{aligned}$$

Distanstandar menurut ASME, OD = 228

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk Head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} icr &= 13\frac{3}{4} \\ r &= 180 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1.1 \times 0.34 \\ &= 0.37 H \text{ psi} \\ &= 2.99 \text{ psi} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 2.99 \times 180}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 2.99)} 0.13$$

$$th = 0.17 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/16 \text{ in})$$

$$OD = 228 \text{ in} = 19 \text{ ft}$$

$$ID = OD \text{ tangki} - 2th$$

$$\text{tutup} = 227.625 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$\begin{aligned}
 &= 113.8125 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 166.25 \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= 100.06 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 132.77 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 47.23 \text{ in} \\
 OA1 &= ts + b + sf \\
 &= 48.92 \text{ in}
 \end{aligned}$$

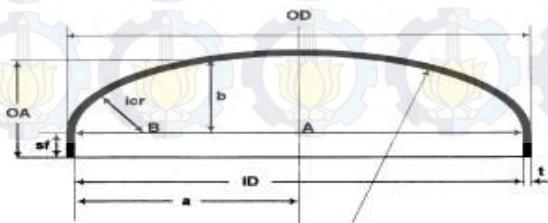
Dipakai tebal head = 3/16 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{13 \frac{3}{4}}{228} = 0.060307 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$\begin{aligned}
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 \text{dimana : } V &= \text{volume, ft}^3 \\
 Di &= \text{diameter, in} \\
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 &= 493.81 \text{ ft}^3 \\
 &= 150.51 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bentuk Dishead = Standard dished (torispherical dished head)





Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 Pr}{fE - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} icr &= 13 \frac{3}{4} \\ r &= 180 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1.1 \times \text{psi} \\ &= 0.37 H \text{ psi} \\ &= 26.89 \text{ psi} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 26.89 \times 180}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 26.89)} + 0.125$$

$$th = 0.53 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 5/8 \text{ in})$$

$$OD = 228 \text{ in} = 19 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD \text{ tangki} - 2th \\ \text{tutup} &= 226.75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 113.38 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 166.25 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= 99.63 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 133.09 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 46.91 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OA2 &= ts + b + sf \\ &= 49.03 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki} &= H \\ &= 961.95 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 5/8 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{13 \frac{3}{4}}{228} = 0.060307 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : V = volume, ft³

$$Di = \text{diameter, in}$$

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 493.81 \quad \text{ft}^3$$

$$= 150.51 \quad \text{m}^3$$

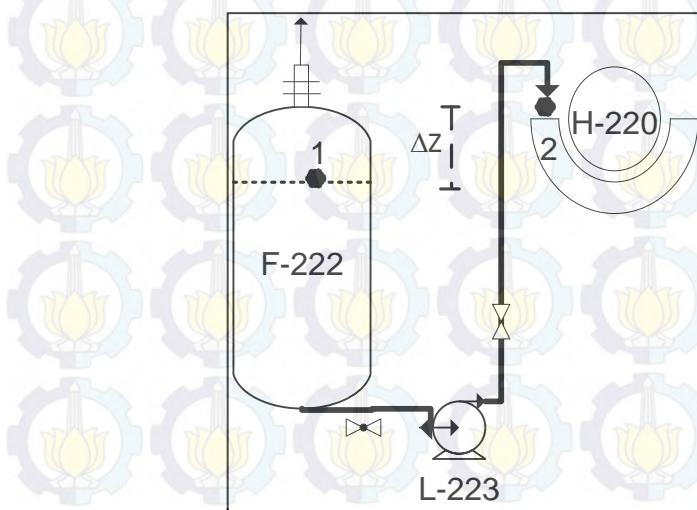
Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk menyimpan sementara bubur pulp setelah proses delignifikasi
Type	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead
Kapasitas	:	16056.74 cuft
Tinggi	:	961.95 in
Diameter	:	
- Inside diameter	:	216 in
- Outside diameter	:	228 in
Tebal Shell	:	
- Course 1	:	1/2 in
- Course 2	:	7/16 in
- Course 3	:	3/8 in

- Course 4	:	3/8	in
- Course 5	:	5/16	in
- Course 6	:	5/16	in
- Course 7	:	1/4	in
- Course 8	:	1/4	in
- Course 9	:	3/16	in
Tebal tutup atas	:	3/16	in
Tebal tutup bawah	:	5/8	in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah	:	3	unit

11. Pompa (L-223)

- Fungsi : Memompa pulp dari *blowtank* menuju washer 1
- Type : *centrifugal pump*
- Tujuan : Menghitung power pompa



Komposisi Komponen Masuk :

Komponen	Fraksi mol	kg/jam	s.g	aksi x
Selulosa	0.011	9462.73	1.78	0.020
Lignin sisa	0.001	551.99	1.78	0.001
Hemiselulosa	0.004	3154.24	1.78	0.007
Air pada serat	0.000	325.97	1.00	0.000
Air sisa	0.007	6127.12	1.00	0.007
Aseto ligninat (s)	0.783	668788.83	1.16	0.909
CH ₃ COOH (s)	0.004	3154.24	1.16	0.004
Hemiselulosa terdegradasi	0.001	1051.41	1.78	0.002
Selulosa terdegradasi	0.185	157758.30	1.78	0.328
Abu sisa	0.005	3942.81	0.84	0.004
Total	1.000	854317.66		1.282

$$\text{Rate masuk} = 854317.66 \text{ kg/jam}$$

$$= 1883428.7 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \Sigma (\text{Fraksi x s.g}) \times \rho_{\text{air pada } 170^{\circ}\text{C}}$$

$$= 1.28 \times 895.36$$

$$= 1147.94 \text{ kg/m}^3$$

$$= 71.66 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.000306 \text{ kg.m.s}$$

$$= 0.0002 \text{ lb/ft s}$$

$$= 0.31 \text{ cp}$$

$$\text{Rate fluida, Q} = 26281.49 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 7.30 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 3276.86 \text{ gpm}$$

$$= 0.21 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran turbulen ($Nre > 2100$)

$$Di_{\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 16.62 \text{ in}$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

Ditetapkan tipe pompa :

sch	=	40				
OD	=	18	in	=	1.50	ft
ID	=	16.875	in	=	1.41	ft
A	=	1.55	ft^2			

(perry, tabel 10-18)

$$\text{kecepatan linear aliran}, v = \frac{\text{Rate volumetrik}}{A} / A$$

$$= 7.30 / 1.55$$

$$= 4.70 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{71.66 \times 4.70 \times 1.4}{0.00021}$$

$$= 2301668.21$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)
(Geankoplis, per 3.4-1,hlm 158)

Menentukan Kerja Pompa :

Persamaan Bernoulli :

$$\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = -Ws$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, hlm 103)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2/(2gc)$

$$V_1 = \frac{Q_1}{A_1} = \frac{7.30}{254.34} = 0.029 \text{ ft/s}$$

$$V_2 = \frac{Q_2}{A_2} = \frac{7.30}{1.55} = 4.70 \text{ ft/s}$$

$$\Delta v^2 = V_2^2 - V_1^2$$

$$= \quad 4.70 - 0.03$$

$$\Delta v^2/(2gc) = \quad 1.45 \text{ ft/s}$$

$$* \text{ beda tinggi}, \Delta z = 15 \text{ ft}$$

$$* \text{ Titik referensi, } P_1 = \text{ Tekanan blowtank}$$

$$= 117.57 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan washer 1}$$

$$= 14.70 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = -1.44$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

Digunakan : 4 buah elbow 90°

1 buah globe valve

1 buah gate valve

* friksi dalam 4 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 4 \times kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf = 0.8)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{4 \times 0.75 \times 22.12}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 1.03 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah globe valve (wide Open) :

$$hf_2 = kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf = 6)$$

$$= \frac{6 \times 22.12}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 2.06 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah gate valve (wide Open) :

$$hf_3 = kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf = 0.2)$$

$$= \frac{0.17 \times 22.12}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 0.06 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis pers 2.10-17, hlm 99)

* friksi sepanjang pipa :

$$\text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L = 180 \text{ ft}$$

Untuk Commercial Steel:

$$\epsilon = 0.000046$$

Maka:

$$\epsilon/D = 0.0001073$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0.0037$$

$$f_f = \frac{4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc}{4 \times 0.0037 \times 1.41 \times 2 \times 180 \times 32.17} = 0.65 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5, hlm 93)

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0.55 \times 1 - \frac{A_2}{A_1}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \ggg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0.55$$

$$hc = kc \times v^2 / 2\alpha gc$$

$$= \frac{0.55 \times 22.116}{2 \times 1 \times 32.174} = 0.189031056 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena expansi :

$$K_{ex} = 1 \times 1 - \frac{A_1}{A_2}$$

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2, \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned}
 h_e &= K_{ex} \times v^2 / 2\alpha g_c \\
 &= \frac{1}{2} \times 22.12}{x \times 32.174} \\
 &= 0.34 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

$$\begin{aligned}
 \sum h &= h_f_1 + h_f_2 + h_f_3 + f_f + h_c + h_e \\
 &= 4.34 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \Delta v^2 / (2g_c) + \Delta z (g/g_c) + \Delta(P/\rho) + \sum h_f \\
 &= 1.45 + 4.66 + -1 + 4.34 \\
 &= 9.0 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$Kapasitas = 3277 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned}
 \eta &= 1 - 0.12Q^{-0.27} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a,hlm 205}) \\
 &= 93\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_p &= (-W_s/\eta) \\
 &= 9.70 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{9.70}{550} \times 523.17 \\
 &= 9.22 \text{ (lb}_f\text{).ft/s} \\
 &= 9.22 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

dari (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

Effisiensi motor = 86%

$$\begin{aligned}
 \text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} &= 10.72 \text{ hp} \\
 &= 11 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :Fungsi : Memompa pulp dari *blowtank* menuju washer 1Tipe : *Centrifugal Pump*

Kapasitas	:	3276.86	gpm
Material case	:	Cast iron	
Material rotor	:	Carbon steel	
Suction pressure	:	117.57	psi
Discharge pressure	:	14.70	psi
Beda ketinggian	:	15	ft
Ukuran pipa	:	18 in	OD, sch 40
Power pompa	:	11	hp
Jumlah	:	1	unit

12. *Rotary Vacuum Filter (H-220)*

Fungsi	:	untuk mencuci pulp yang keluar dari blowtank
Tipe	:	<i>Rotary drum filter</i>
Jumlah	:	1 Unit

Kondisi Operasi :

- Tekanan	=	1	atm
- Temperatur	=	90.54	°C
- Berat filtrat yang keluar	=	2931328.63	kg/jam
- Berat cake yang dihasilkan dalam filter	=	58783.16	kg/jam
- Densitas cake	=	1102.19	kg/m ³
- Densitas filtrat	=	982.85	kg/m ³
- Viskositrat filtrat	=	0.000519	Pa.s
- Volume filtrat	=	2982.48	m ³ /jam
- Massa dry cake	=	12905.59	kg/jam
- Konsentrasi padatan masuk filter (Cs)	=	4.33	kg/m ³ slurry
- Kandungan air pada cake filter	=	78	%
- Penurunan tekanan	=	67	kPa

- Waktu siklus (t) = 5 menit s
- Bagian filter yang tercelup(t = 30 %

Perhitungan :

$$\text{Menghitung luas filter} = \frac{V}{A \cdot t_c} = \left(\frac{2 \cdot f \cdot \Delta P}{t_c \cdot \mu \cdot C_s} \right)^{\frac{1}{2}}$$

(Geankoplis, pers. 14.2-24, hlm 917)

$$m = \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa dry cake}} = \frac{58783.16}{12905.59} = 4.55$$

$$Cx = \frac{\text{massa dry cake}}{\text{massa slurry}} = \frac{12905.59}{2990111.79} = 0.0043$$

$$Cs = \frac{r \cdot Cx}{1 - m \cdot Cx} = \frac{982.85 \times 0.004}{1 - 4.6 \times 0.004} = 4.24 \text{ Kg/m}^3 \text{ slurry}$$

$$\frac{V}{t_c} = m_{\text{slurry}}(Cx)/(Cs) \\ = 830.6 \times \frac{0.0043}{4.24} \\ = 0.845080 \text{ m}^3 \text{ filtrat/s}$$

$$\alpha = (4,37 \times 10^9)(-\Delta P)^{0,3} \quad (\text{Geankoplis, hlm 918})$$

$$\alpha = (4,37 \times 10^9)(67)^{0,3}$$

$$\frac{V}{A \cdot t_c} = \frac{7 \cdot 10^{11} \text{ m/kg}}{2 \times 0.3 \times 67000} \\ = \frac{7 \cdot 10^{11}}{300 \times 0.000894 \times 7 \cdot 10^{11}} \times 4.24$$

$$\frac{0.845}{A} = 2 \cdot 10^{-4}$$

$$\frac{A}{A} = 3659.13 \text{ m}^2$$

Menghitung Diameter Filter :

$$A = \pi DH$$

$$H = 2D$$

$$A = \frac{\pi D^2 D}{3,39}$$

$$D = \sqrt{\frac{3,39}{2 \times 3,14}}$$

$$= 0.73 \text{ m}$$

$$R = \frac{D}{2}$$

$$= 0.37 \text{ m}$$

$$H = 1.469 \text{ m}$$

Menghitung Waktu Tinggal :

$$t = \frac{f}{tc}$$

$$= \frac{0.3}{300}$$

$$= 90 \text{ s}$$

Menghitung Kecepatan Putar :

$$N = \frac{f}{tc}$$

$$= \frac{0.300}{5}$$

$$= 0.06 \text{ putaran/menit}$$

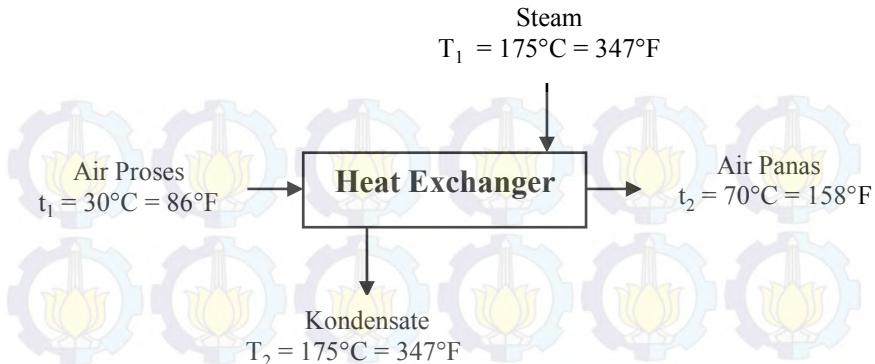
Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk mencuci pulp yang keluar dari blowtank
Tipe	:	Rotary drum filter
Kapasitas	:	2990111.79 kg/jam
Tekanan	:	1 atm
Temperatur	:	90.54 °C
Berat filtrat yang keluar	:	2931328.63 kg/jam
Berat cake yang	:	58783.16 kg/jam

dihasilkan dalam filter	:			
Densitas cake	:	1102.19	kg/m ³	
Densitas filtrat	:	982.85	kg/m ³	
Viskositrat filtrat	:	0.000519	Pa.s	
Volume filtrat	:	2982.48	m ³ /jam	
Massa dry cake	:	12905.59	kg/jam	
Konsentrasi padatan masuk filter (Cs)	:	4.24	kg/m ³ slurry	
Kandungan air pada cake filter	:	78	%	
Penurunan tekanan	:	67	kPa	
Waktu siklus (t)	:	5	menit	300 s
Bagian filter yang tercelup	:	30	%	
Luas filter	:	3659.13	m ²	
Diameter filter	:	0.73	m	
Tinggi filter	:	1.47	m	
Waktu tinggal	:	90	s	
Kecepatan putaran	:	0.06	putaran/menit	
Jumlah	:	1	unit	

13. Heat Exchanger (E-224)

Fungsi	:	Untuk menaikkan suhu air proses dari 30 °C menjadi 70 °C
Type	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>

**Diketahui :**

Fluida Panas		Fluida Dingin	
Nama	Steam	Nama	Air Proses
Aliran Massa (lb/jam)	204398.08	Aliran Massa (l	2354285.88
Temp Masuk (T_1)	347°F	Temp Masuk (t	86°F
Temp Keluar (T_2)	347°F	Temp Keluar (t	158°F

ΔP yang diijinkan : 10 psi
 fouling factor (R_d) fluida panas : 0.001 (Kern,table 12)
 fouling factor (R_d) fluida dingin : 0.002 (Kern,table 12)
 Total dirt factor (R_d) : 0.003

1. Heat Balance

Air Proses

$$\begin{aligned}
 Q &= m \cdot c_p \cdot \Delta t \\
 &= 2354285.88 \times 0.999 \times 72 \\
 &= 169339074.68 \text{ btu/hr}
 \end{aligned}$$

Steam

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times \lambda \\
 &= 204398.08 \times 20.24 \\
 &= 4137037.88 \text{ btu/hr}
 \end{aligned}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.
347°F	Higher Temp	158°F	189°F
347°F	Lower Temp	86°F	261°F
0°F	Differences	72°F	72°F

Ketika $R=0$, maka $\Delta t = LMTD$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 223.07 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Caloric Temperature

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{347 + 347}{2} = 347 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 158}{2} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Panas : Tube Side, Steam

4. Flow Area

$$a't = 0.334 \text{ in}^2 \quad (\text{Kern,table 10})$$

$$at = Nt x a/t at/144n$$

$$= 1068x 0.334/144 x 2$$

$$= 1.24 \text{ ft}^2$$

5. G_t (untuk pressure drop)= W/at

$$\begin{aligned} G_t &= W/at \\ &= 204398.08 / 1.24 \\ &= 165025.70 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

6. At $T_c = 347^{\circ}\text{F}$

$$\mu_{\text{steam}} = 0.015 \text{ cp} \quad (\text{Kern,figure 15})$$

$$\mu_{\text{steam}} = 0.04 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr}) \quad (\text{Kern,table 10})$$

$$D = 0.65$$

$$D = 0.05 \text{ ft}$$

$$\text{Ret} = DGt/\mu$$

$$= 0.05 \times 165025.7 / 0.04$$

$$= 247097.5524$$

Ret untuk pressure drop

9. Kondensasi Steam

$$h_{io} = 1500 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$$

10. t_w^*

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= 122 + \frac{1500}{1500 + 903} (347 - 122) \\ &= 262.43^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Fluida Dingin : Shell Side, Air Proses**4'. Flow Area**

$$as = (\text{area of shell}) - (\text{area of tubes})$$

$$= 1/144 \times (\pi \times ID^2/4) - (Nt \times \pi \times OD^2/4)$$

$$= 1/144 \times (\pi \times 35^2/4) - (1068 \times \pi \times 0.75^2/4)$$

$$= 3.40 \text{ ft}^2$$

5'. G_s

$$G_s = W/as$$

$$= 204398.08 / 3.40$$

$$= 60063.56 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

6'. At $t_c=122^{\circ}\text{F}$, $\mu = 2\mu_{\text{water}}$

$$\mu_{\text{air}} = 0.60 \text{ cp} \quad (\text{Kern,figure 14})$$

$$\mu_{\text{air}} = 1.45 \text{ (lb/(ft)(hr))}$$

$$De_e = 4as/(\text{wetted perimete})$$

$$\begin{aligned} De_e &= 4as/(N_t \times \pi \times OD/12) \\ &= 0.06 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_s &= De_s G_s / \mu \\ &= 30955.17 \end{aligned}$$

$$7'. jH = 100 \quad (\text{Kern,figure 24})$$

8'. $t_c=122^{\circ}\text{F}$

$$k = 0.37 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{ft}) \quad (\text{Kern,table 4})$$

$$c = 1 \text{ BTU}/(\text{lb})(^{\circ}\text{F}) \quad (\text{Kern,figure 2})$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 1.57$$

9'. h_o

$$h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \varphi_s$$

$$\frac{h_o}{\varphi_s} = 903.36$$

11'. At $t_w = 262.43^{\circ}\text{F}$, $\mu_w = 2\mu_{\text{water}}$

$$\mu_w = 2 \times 0.17 \times 2.4191 \quad (\text{Kern,figure 14})$$

$$= 0.82 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

$$\varphi_s = (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$$= 1.08$$

12'. Corrected Coefficient, h_o

$$\begin{aligned} h_o &= (h_o / \varphi_s) \times \varphi_s \\ &= 978.13 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{ft}) \end{aligned}$$

13. Koefisien Keseluruhan, U_c :

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

$$U_c = 592.06 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F/ft)}$$

14. Desain Keseluruhan, U_d :

$$\begin{aligned} a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\ A &= Nt \times \text{BWG} \times a'' \\ &= 1068 \times 18'0'' \times 0.1963 \\ &= 3773.67 \text{ ft}^2 \end{aligned} \quad (\text{Kern,table 10})$$

$$\begin{aligned} U_d &= Q / (A \cdot \Delta t) \\ &= 201.17 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)} \end{aligned}$$

15. R_d

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= 0.0033 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)/BTU} \end{aligned}$$

Pressure Drop Tube**1. Specific volume**

$$v = 3.46 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Kern,table 7})$$

$$s = (1/3.46)/62.5$$

$$= 0.005$$

$$\text{Ret} = 247097.55$$

$$f = 0.00015$$

(Kern,figure 26)

2. ΔP_t

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{1}{2} \times \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \varphi_t} \\ &= \frac{1}{2} \times \frac{0.0001 \times 5129623.52^2 \times 18 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.052 \times 0.05 \times 1} \end{aligned}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{0.0001 \times 5129623.52^2 \times 18 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.052 \times 0.05 \times 1}$$

= 4.98 psi

Pressure Drop Shell

1'. S

s

= 1 BTU/lb°F

(Kern,table 6)

2'. De'

De'

= 4 x flow area/frictional wetted perimeter

= $4 \times a \times s / (N_t \times 3.14 \times OD / 12 + 3.14 \times ID / 12)$

= 0.062 ft

Re's

= $De' \cdot G_s / \mu$

f

= 2575.00

$s \phi_s$

= 0.00023

(Kern,figure 26)

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \times \frac{f G_s^2 \ln}{5.22 \times 10^{10} D_e' s \phi_s}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{0.00023 \times 69820.59^2 \times 18 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.062 \times 1 \times 108}$$

= 0.563 psi

Spesifikasi :

- Fungsi : Untuk menaikkan suhu air proses dari 30 °C menjadi 70 °C
- Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*
- Jumlah : 2 unit

Shell Side :

Inside Diameter : 35 in

Passes	:	1
--------	---	---

Tube Side :

Number	:	1068
Outside Diameter	:	3/4 in
BWG	:	18 BWG
Pitch	:	15/16 in tringular pitch
Passes	:	2

14. Tangki Pengenceran H₂O₂ (M-231)

Fungsi	:	Untuk mengencerkan larutan H ₂ O ₂ 30 % menjadi 10 %	14,7 psi
Type	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk	
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Suhu = 30°C	

Dasar Perhitungan :

Bahan Masuk :

Komponen	Berat (kg)	Fraksi ber	ρ (kg/m ³)
H ₂ O ₂	176.35	0.10	1100
H ₂ O	1587.15	0.90	995.68
Total	1763.49	1.00	

$$\mu_{\text{campuran}} = 0.8007 \text{ cp} = 0.00080 \text{ kg/ms}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum (\text{fraksi berat}/\rho_{\text{campuran}})} \times 0.06243 \text{ lb/cuft}$$

$$(1 \text{ kg/m}^3 = 0.06243 \text{ lb/cuft})$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{(0.10/1100) + (0.90/995.68)} \times 0.06243 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 62.76 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{array}{lcl}
 & = & 1005.21 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Rate Massa} & = & 1763.49 \text{ kg/jam} \\
 & = & 3887.80 \text{ lb/jam} \\
 \text{Rate Volumetrik} & = & \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{3887.80}{62.76} \text{ lb/cuft} \\
 & & = 61.95 \text{ lb/jam}
 \end{array}$$

Asumsi : Waktu tinggal = 1 jam
 Volume larutan = 75%

$$\begin{array}{lcl}
 \text{Volume Larutan} & = & \text{Rate Volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 & = & 61.95 \times 1 \\
 & = & 61.95 \text{ cuft} \\
 \text{Volume Tangki} & = & \frac{\text{Volume Larutan}}{75\%} \\
 & = & 82.60 \text{ cuft}
 \end{array}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{array}{lcl}
 \text{Volume} & = & \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\
 82.60 & = & \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\
 D & = & 2.97 \text{ ft} \\
 D & \approx & 3 \text{ ft} & = & 36 \text{ in} \\
 H & = & 12 \text{ ft} & = & 144 \text{ in}
 \end{array}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :

t_{\min}	=	tebal shell minimum; in
P	=	tekanan tangki; psi
r_i	=	jari-jari tangki; in ($1/2D$)
C	=	faktor korosi; in (digunakan 1/8 in)
E	=	faktor pegelasan, digunakan double

welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{hidrostatis}}$$

$$P_{\text{hidrostatis}} = \frac{\rho \times H}{144} = 5.23 \text{ psi}$$

P_{design} diambil 10% lebih besar dari P_{total} untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatis}}$$

$$= 5.23 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1.1 \times P_{\text{total}}$$

$$= 5.75 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 36 = 18 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{5.75 \times 18}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 5.75)} + 0.125$$

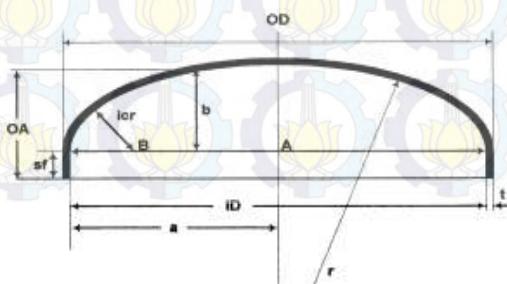
$$= 0.14 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/16 \text{ in})$$

$$OD = ID + 2t = 36.38 \text{ in}$$

Distandardkan menurut ASME, OD = 38 in

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk head = Standard dished (torispherical dished head)





Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 Pr}{fE - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} icr &= 2 \frac{3}{8} \\ r &= 36 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 5.75 \times 36}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 5.75)} + 0.125$$

$$th = 0.14 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/16 \text{ in})$$

$$OD = 38 \text{ in} = 3.17 \text{ ft}$$

$$ID \text{ tutup} = OD \text{ tangki} - 2th$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{37.63}{ID} \\ &= \frac{2}{2} \end{aligned}$$

$$BC = \frac{18.81}{r} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 33.63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{16.44}{2} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 29.33 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 6.67 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= ts + b + sf \\ &= 8.35 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Tangki} = H + 2OA$$

$$\begin{aligned}
 &= 144 + 2 \times 8.35 \\
 &= 160.71 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 3/16 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{2.38}{38} = 0.0625 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (D_i)^3$$

dimana : V = volume, ft³

$$D_i = \text{diameter, in}$$

$$V = 0.000049 \times (D_i)^3$$

$$= 2.29 \text{ ft}^3$$

$$= 0.70 \text{ m}^3$$

Untuk tebal dan ukuran pada dishead memiliki nilai yang sama dengan head.

Perhitungan sistem pengaduk :

Dipakai jenis pengaduk tipe propeller dengan 4 baffles (Geankoplis-Table 3.4-1)

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} ; \quad \frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki (ft)

D_a = diameter pengaduk (ft)

W = lebar pengaduk (ft)

H = tinggi larutan (ft)

L	=	tinggi pengaduk	(ft)
C	=	tinggi pengaduk dari dasar tangki	(ft)
J	=	lebar baffle	(ft)

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 Da &= \frac{3}{3} = 1 \text{ ft} \\
 W &= \frac{1}{5} = 0.2 \text{ ft} \\
 H &= Dt = 3 \text{ ft} \\
 L &= \frac{1}{4} = 0.25 \text{ ft} \\
 C &= \frac{3}{3} = 1 \text{ ft} \\
 J &= \frac{3}{12} = 0.25 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan power pengaduk :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter pengaduk} &= 1 \text{ ft} = 0.305 \text{ m} \\
 \text{Kecepatan putaran (N)} &= 60 \text{ rpm} = 1 \text{ rps} \\
 &\quad \text{in} = 12 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho N D_a^2}{\mu} \\
 &= \frac{(1005.21)(1)(0.30^2)}{0.0008} \\
 &= 116634.97
 \end{aligned}$$

Nre > 10000, maka aliran tersebut turbulen.

Menggunakan curve 5 pada fig 3.4-5, Geankoplis edisi 4 halaman 159, untuk menentukan Power Pengaduk :

$$Np = 0.4$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power Pengaduk} &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\
 &= 1.06 \text{ W} \\
 &= 0.0011 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$= 0.0014 \text{ hp} \approx 1 \quad (1 \text{ kW} = 1.341 \text{ hp})$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk mengencerkan larutan H_2O_2 30 % menjadi 10 %
Type	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk

Dimensi Tangki :

Kapasitas	:	82.60	cuft
Tinggi	:	160.71	in
Diameter	:		
- Inside diameter	:	36	in
- Outside diameter	:	38	in
Tebal Shell	:	3/16	in
Tebal tutup atas	:	3/16	in
Tebal tutup bawah	:	3/16	in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah	:	1	unit

Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Propeller	
Diameter pengaduk	:	12	in
Kecepatan putaran	:	1	rps
Power motor	:	1	hp
Jumlah	:	1	unit

15. Mixer 1 (M-232)

Fungsi	:	Untuk menyampurkan bubur pulp dengan hidrogen peroksida dan air
Type	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm

$$\text{Suhu} = 90,54^\circ\text{C}$$

Dasar Perhitungan :

Bahan Masuk :

Komponen	Berat (kg)	Fraksi berat	(kg/m ³)
Selulosa	9273.48	0.071	1590
Lignin	540.95	0.004	1590
Hemiselulosa	3091.16	0.024	1590
Air pada serat	45877.57	0.351	987
Hidrogen peroksida	176.35	0.001	1005
Air pada H ₂ O ₂	1587.15	0.012	996
Air proses	70272.77	0.537	996
Total	130819.42	1.00	

$$\mu_{\text{campuran}} = 0.52 \text{ cp} = 0.001 \text{ kg/ms}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum (\text{fraksi berat}/\rho_{\text{campuran}})} \text{ lb/kg/m}^3$$

$$(1 \text{ kg/m}^3 = 0.06243 \text{ lb/cuft})$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 64.33 \text{ lb/cuft} = 1030.5 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate Massa} = 130819.42 \text{ kg/jam}$$

$$= 288404.50 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{288404.50 \text{ lb/jam}}{64.33 \text{ lb/cuft}} = 4483.06 \text{ cuft/jam}$$

$$\text{Asumsi : Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume larutan} = 75\%$$

$$\text{Volume Larutan} = \text{Rate Volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 4483.06 \times 1$$

$$= 4483.06 \text{ cuft}$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{\text{Volume Larutan}}{75\%}$$

$$= 5977.42 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$5977.42 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$$

$$D = 12.39 \text{ ft}$$

$$D \approx 13 \text{ ft} = 156 \text{ in}$$

$$H = 52 \text{ ft} = 624 \text{ in}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :

t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 23.23 \text{ psi}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P total untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 23.23 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1.1 \times P_{\text{total}}$$

$$= 25.55 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = \frac{1}{2} \times 156 = 78 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{25.55 \times 78}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 25.55)} + 0.125$$

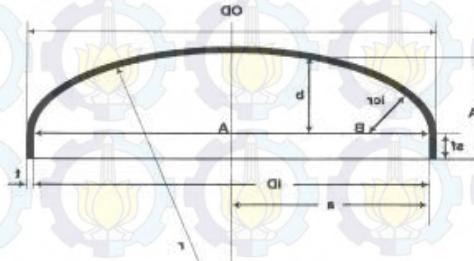
$$= 0.32 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/8 \text{ in})$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t = 156.8 \text{ in}$$

Distandardkan menurut ASME, OD = 168 in

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 Pr}{fE - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$icr = 10 \frac{1}{8}$$

$$r = 144$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 25.55 \times 144}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 25.55)} + 0.125$$

$$th = 0.44 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 7/16 \text{ in})$$

$$\text{OD} = 168 \text{ in} = 14 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = \text{OD tangki} - 2th$$

$$\text{tutup} = 167.13 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{\text{ID}}{2} \\
 &= 83.56 \text{ in} \\
 BC &= r - \text{icr} \\
 &= 133.88 \text{ in} \\
 AB &= \frac{\text{ID} - \text{icr}}{2} \\
 &= 73.44 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 111.94 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 32.06 \text{ in} \\
 OA &= ts + b + sf \\
 &= 34.00 \text{ in} \\
 \text{Tinggi Tangki} &= H + 2OA \\
 &= 624 + 2 \times 34.00 \\
 &= 692.00 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 7/16 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{10 \frac{1}{8}}{168} = 0.0602679 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (\text{Di})^3$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 V &= \text{volume, ft}^3 \\
 \text{Di} &= \text{diameter, in}
 \end{aligned}$$

$$V = 0.000049 \times (\text{Di})^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 186.02 \text{ ft}^3 \\
 &= 56.70 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Untuk tebal dan ukuran pada dishead memiliki nilai yang sama dengan head.

Perhitungan sistem pengaduk :

Dipakai jenis pengaduk tipe propeller dengan 4 baffles

(Geankoplis-Table 3.4-1)

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} ; \quad \frac{C}{D_t} = \frac{1}{3} ;$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki (ft)

D_a = diameter pengaduk (ft)

W = lebar pengaduk (ft)

H = tinggi larutan (ft)

L = tinggi pengaduk (ft)

C = tinggi pengaduk dari dasar tangki (ft)

J = lebar baffle (ft)

Maka diperoleh :

$$D_a = \frac{13}{3} = 4.33 \text{ ft}$$

$$W = \frac{4.33}{5} = 0.87 \text{ ft}$$

$$H = D_t = 13 \text{ ft}$$

$$L = \frac{4.33}{4} = 1.08 \text{ ft}$$

$$C = \frac{13}{3} = 4.33 \text{ ft}$$

$$J = \frac{13}{12} = 1.08 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk :

Diameter pengaduk = 4.33 ft = 1.32 m

$$\text{Kecepatan putaran (N)} = 60 \text{ rpm} = \frac{52}{1} \text{ in rps}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho N D_a^2}{\mu} \\ &= \frac{(1030.47)(1)(1.32^2)}{0.00052} \\ &= 3466479.47 \end{aligned}$$

$10 < N_{re} < 10.000$, maka aliran tersebut transisi.

Menggunakan curve 5 pada fig 3.4-5, Geankoplis edisi 4 halaman 159, untuk menentukan Power Pengaduk :

$$N_p = 0.38$$

$$\begin{aligned} \text{Power Pengaduk} &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\ &= 1574.09 \text{ W} \\ &= 1.57 \text{ kW} \\ &= 2.11 \text{ hp} \quad \approx 3 \quad (1 \text{ kW} = 1.341 \text{ hp}) \end{aligned}$$

Spesifikasi :

- | | |
|--------|---|
| Fungsi | : Untuk menyampurkan bubur pulp dengan hidrogen peroksida dan air |
| Type | : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk |

Dimensi Tangki :

Kapasitas	:	5977.42	cuft
Tinggi	:	692.005	in
Diameter			
- Inside diameter	:	156	in
- Outside diameter	:	168	in
Tebal Shell	:	3/8	in
Tebal tutup atas	:	7/16	in
Tebal tutup bawah	:	7/16	in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	

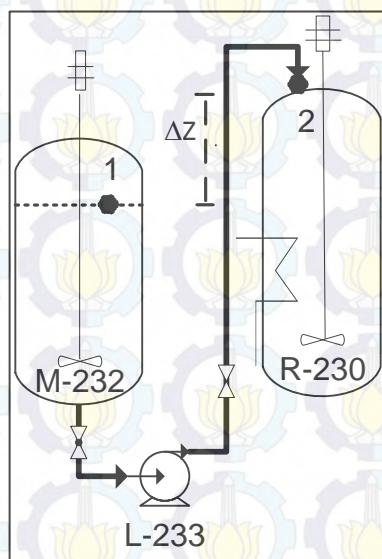
Jumlah : 1 unit

Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Propeller
Diameter pengaduk	:	52 in
Kecepatan putaran	:	1 rps
Power motor	:	3 hp
Jumlah	:	1 unit

16. Pompa (L-233)

Fungsi	:	Memompa bubur pulp dari mixer 1 menuju reaktor H ₂ O ₂
Type	:	<i>centrifugal pump</i>
Tujuan	:	Menghitung power pompa



Komposisi Komponen Masuk :

Komponen	Fraksi	kg/jam	s.g	aksix
Selulosa	0.071	9273.48	1.61	0.114
Lignin sisa	0.004	540.95	1.61	0.007
Hemiselulosa	0.024	3091.16	1.61	0.038
Air	0.900	117737.48	1.00	0.900
H_2O_2	0.001	176.35	1.02	0.001
Total	1.000	130819.42		1.060

$$\text{Rate masuk} = 130819.42 \text{ kg/jam}$$

$$= 288404.50 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g}) \times \rho_{\text{air}} \text{ pada } 54,80^{\circ}\text{C}$$

$$= 1.06 \times 895.36$$

$$= 949.36 \text{ kg/m}^3$$

$$= 59.27 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.0009 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0.001 \text{ lb/ft s}$$

$$= 0.85 \text{ cp}$$

$$\text{Rate fluida, Q} = 4866.23 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1.35 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 606.74 \text{ gpm}$$

$$= 0.04 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran turbulen ($Nre > 2100$)

$$D_{\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 7.59 \text{ in}$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

Ditetapkan tipe pompa :

$$sch = 80$$

$$OD = 8.625 \text{ in} = 0.72 \text{ ft}$$

$$ID = 7.625 \text{ in} = 0.64 \text{ ft}$$

$$A = 0.32 \text{ ft}^2$$

(perry, tabel 10-18)

$$\begin{aligned}
 \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik / A} \\
 &= 1.35 / 0.32 \\
 &= 4.26 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= \frac{59.27}{0.001} \times 4.26 \times 0.6 \\
 &= 280368.56
 \end{aligned}$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)
 (Geankoplis, pers 3.4-1,hlm 158)

Menentukan Kerja Pompa :

Persamaan Bernoulli :

$$\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = -Ws$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, hlm 103)

dimana :

* faktor energi kinetik

$$\begin{aligned}
 V_1 &= \frac{Q_1}{A_1} = \frac{1.35}{132.665} = 0.010 \text{ ft/s} \\
 V_2 &= \frac{Q_2}{A_2} = \frac{1.35}{0.32} = 4.26 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta v^2 &= V_2^2 - V_1^2 \\
 &= 4.26^2 - 0.01^2
 \end{aligned}$$

$$\Delta v^2/(2gc) = 1.32$$

* beda tinggi,

$$\Delta z = 26$$

* Titik referensi, P_1

$$\begin{aligned}
 &= \text{Tekanan pada mixer} \\
 &= 14.70 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_2 &= \text{Tekanan pada reaktor} \\
 &= 72.52 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0.98$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

- Digunakan :
 4 buah elbow 90°
 1 buah globe valve
 1 buah gate valve

* friksi dalam 4 buah elbow 90° :

$$hf_1 = \frac{4 \times kf \times v^2 / 2\alpha gc}{(Table \ 2.10-2 \ Geankoplis)}$$

$$= \frac{4 \times 0.75 \times 18.19}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 0.85 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah globe valve (wide Open) :

$$hf_2 = \frac{kf \times v^2 / 2\alpha gc}{(kf = 6)}$$

$$= \frac{6 \times 18.19}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 1.70 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah gate valve (wide Open) :

$$hf_3 = \frac{kf \times v^2 / 2\alpha gc}{(kf = 0.2)}$$

$$= \frac{0.17 \times 18.19}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 0.05 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis pers 2.10-17, hlm 99)

* friksi sepanjang pipa :

$$\text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L = 151$$

$$\epsilon = 46.025$$

Untuk Commercial Steel:

$$\epsilon = 0.000046$$

Maka:

$$\epsilon/D = 0.0002375$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0.004$$

$$f_f = \frac{4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc}{\frac{4}{0.64} \times \frac{0.004}{2} \times \frac{151}{32.17} \times 18.19}$$

$$= 1.07 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5, hlm 93)

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0.55 \times 1 - \frac{A_2}{A_1}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \ggg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0.55$$

$$hc = kc \times v^2 / 2\alpha gc$$

$$= \frac{0.55}{2} \times \frac{1}{1} \times \frac{18.189}{32.174}$$

$$= 0.1554653 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena expansi :

$$K_{ex} = 1 \times 1 - \frac{A_1}{A_2}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2, \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$he = K_{ex} \times v^2 / 2\alpha gc$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{1}{1} \times \frac{18.19}{32.174}$$

$$= 0.28 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\sum hf = hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + hc + he$$

$$= 4.10 \text{ ft.lbf/lb}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned} - W_s &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum h_f \\ &= 1.32 + 8.08 + 1 + \\ &= 14.49 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 606.7 \text{ gpm}$$

$$\eta = 1 - 0.12Q^{-0.27} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a,hlm 205})$$

$$\eta = 89\%$$

$$\begin{aligned} W_p &= (-W_s/\eta) \\ &= \frac{14.49}{0.89} \\ &= 16.29 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\ &= \left[\frac{16.29 \times 80.11}{550} \right] \\ &= 2.37 \text{ hp} \end{aligned}$$

dari (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

$$\text{Effisiensi motor} = 84\%$$

$$\begin{aligned} \text{Power actual} &= \text{BHP} / \text{eff. Motor} \\ &= 2.824 \\ &= 3 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Memompa pulp dari mixer 1 menuju reaktor hidrogen peroksida
Tipe	:	Centrifugal Pump
Kapasitas	:	606.74 gpm
Material case	:	Cast iron
Material rotor	:	Carbon steel
Suction pressure	:	14.70 psi
Discharge pressure	:	72.52 psi
Beda ketinggian	:	26 ft
Ukuran pipa	:	12.1 in OD, sch 80

Power pompa	:	3	hp
Jumlah	:	1	unit

17. Reaktor H₂O₂ (R-230)

Fungsi	:	Mereaksikan lignin dengan hidrogen peroksida untuk meningkatkan brightness pulp
Type	:	Mixed Flow Reaktor
Proses	:	Batch

Reaksi yang terjadi pada proses bleaching:



Basis : 2 jam

Komponen	$\rho(kg/m^3)$	kg/jam	fraksi	s.g	fraksi x s.g
Selulosa	1590	9273.48	0.07	1.65	0.117
Lignin sisa	1590	540.95	0.00	1.65	0.007
Hemiselulosa	1590	3091.16	0.02	1.65	0.039
Air	965.34	117737.48	0.90	1.00	0.900
H ₂ O ₂	965.34	176.35	0.00	1.00	0.001
Total		130819.42	1.00		1.06

$$\begin{aligned} \text{Laju alir masuk reaktor} &= 130819.42 \text{ kg/jam} \\ &= 288404.50 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \Sigma (\text{Fraksi x s.g}) \times \rho_{\text{air}} \text{ pada } 90^\circ\text{C} \\ &= 1.064 \times 965.34 \\ &= 1026.96 \text{ kg/m}^3 = 64 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas} = 0.57113 \text{ cp} = 0.000571 \text{ kg/ms}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volumetric rate pulp, } V &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{288404.50}{64.11} \\
 &= 4498.35 \text{ cuft/jam}
 \end{aligned}$$

Kondisi Operasi :

Temperatur	=	90	$^{\circ}\text{C}$
Tekanan operasi	=	5	bar
Laju alir massa	=	288404.50	lb/jam
Waktu tinggal pada reaktor	=	2	jam

Perhitungan Dimensi Reaktor :

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{V \cdot C_{Ao}}{F_{Ao}} \rightarrow V &= \frac{t \cdot F_{Ao}}{C_{Ao}} \\
 C_{Ao} &= \frac{\text{mol masuk}}{\text{volume feed}}
 \end{aligned}$$

Dimana :

t	=	Waktu (jam)
V	=	Volume Larutan (cuft)
C _{Ao}	=	Konsentrasi feed masuk (lbmol/cuft)
F _{Ao}	=	Laju alir molar (lbmol/jam)

$$\begin{aligned}
 C_{Ao} &= \frac{14433.443}{4498.353} \\
 &= 3.209 \text{ lbmol/cuft} \\
 V &= \frac{2 \times 14433.44}{3.209} \\
 &= 8996.705 \text{ cuft} \\
 \text{Volume Reaktor (V}_R &= 8996.71 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Untuk perancangan, diberikan faktor kelonggaran 20 % :

$$\begin{aligned}\text{Volume Reaktor (V}_R\text{)} &= 1.20 \times 8996.71 \\ &= 10796.05 \text{ cuft}\end{aligned}$$

Direncanakan :

A. Menghitung Dimensi Tangki

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\ 10796.05 &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\ D &= 15.093 \text{ ft} \\ D &\approx 16 \text{ ft} = 192 \text{ in} \\ H &= 64 \text{ ft} = 768 \text{ in}\end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times ri}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :

t_{\min}	=	tebal shell minimum; in
P	=	tekanan tangki; psi
ri	=	jari-jari tangki; in ($1/2D$)
C	=	faktor korosi; in (digunakan 1/8 in)
E	=	faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8
f	=	stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi (Brownell, T.13-1)
P operasi	=	5 bar = 72.50 psi
P hidrostatis	=	$\frac{\rho \times H}{144}$ = 28.49 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P total untuk faktor keamanan.

$$\begin{aligned}P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatis}} \\ &= 100.99 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\ &= 111.09 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 192 = 96 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{111.09 \times 96}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 111.09)} + 0.125$$

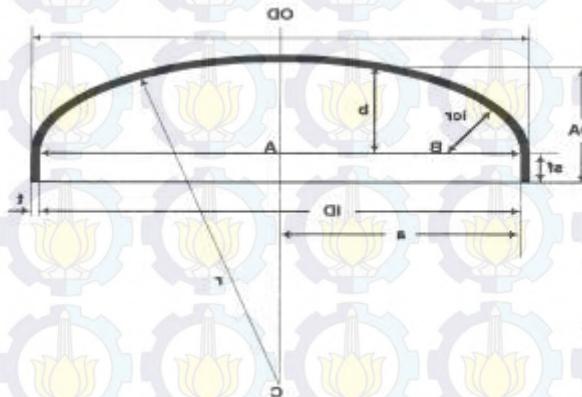
$$= 1.19 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1 \frac{1}{4} \text{ in})$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t = 192.5 \text{ in}$$

Distandardkan menurut ASME, OD = 204 in

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 Pr}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} icr &= 12 \frac{1}{4} \\ r &= 170 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 111.09 \times 170}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 119.09)} + 0.125$$

$$th = 1.72 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1 \frac{3}{4} \text{ in})$$

$$\text{OD} = 204 \text{ in} = 17 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = \text{OD tangki -2th}$$

$$\text{tutup} = 202.5 \text{ in}$$

a

$$= \frac{\text{ID}}{2}$$

$$= 101.25 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

$$= 157.75 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr}$$

$$= 89.00 \text{ in}$$

$$\text{AC} = \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2}$$

$$= 130.24616 \text{ in}$$

b

$$= r - \text{AC}$$

$$= 39.75 \text{ in}$$

$$\text{OA} = \text{ts} + b + \text{sf}$$

$$= 42.00 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= \text{H} + 2\text{OA} \\ &= 768 + 2 \times 42.00 \\ &= 852.01 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 1 3/4 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{12 \frac{1}{4}}{204} = 0.060049 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan

5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (\text{Di})^3$$

dimana : V = volume, ft^3

Di = diameter, in

$$V = 0.000049 \times (\text{Di})^3$$

$$= 346.82 \text{ ft}^3$$

$$= 105.71 \text{ m}^3$$

Untuk tebal dan ukuran pada dishead memiliki nilai yang sama dengan head.

B. Menghitung Dimensi Pengaduk

Perhitungan sistem pengaduk :

Dipakai jenis pengaduk tipe propeller dengan 4 baffles
(Geankoplis-Table 3.4-1)

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} ; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki (ft)

D_a = diameter pengaduk (ft)

W = lebar pengaduk (ft)

H = tinggi larutan (ft)

L = tinggi pengaduk (ft)

C = tinggi pengaduk dari dasar tangki (ft)

J = lebar baffle (ft)

Maka diperoleh :

$$D_a = \frac{16}{3} = 5.33 \text{ ft}$$

$$W = \frac{5.33}{5} = 1.07 \text{ ft}$$

$$H = D_t = 16 \text{ ft}$$

$$L = \frac{5.33}{4} = 1.33 \text{ ft}$$

$$C = \frac{16}{3} = 5.33 \text{ ft}$$

$$J = \frac{16}{12} = 1.33 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk :

$$\text{Diameter pengaduk} = 5.33 \text{ ft} = 1.63 \text{ m}$$

$$\text{Kecepatan putaran (N)} = 60 \text{ rpm} = 1 \text{ rps}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho N D_a^2}{\mu} \\ &= \frac{(1026.96)(1)(1.63^2)}{0.00057} \\ &= 4751800.10 \end{aligned}$$

$N_{re} > 10.000$, maka aliran tersebut turbulent.

Menggunakan curve 5 pada fig 3.4-5, Geankoplis edisi 4 halaman 159, untuk menentukan Power Pengaduk :

$$N_p = 0.39$$

$$\begin{aligned} \text{Power Pengaduk} &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\ &= 4546.89 \text{ W} \\ &= 4.55 \text{ kW} \\ &= 6.10 \text{ hp} \quad \approx 7 \text{ hp} \\ &\quad (1 \text{ kW} = 1.341 \text{ hp}) \end{aligned}$$

C. Menghitung Jaket Pemanas

$$\text{Jumlah steam } (175^\circ\text{C}) = 9,374.30 \text{ kg/jam} = 20666.59 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{steam}} &= \frac{F_{\text{steam}}}{r_{\text{steam}}} = \frac{20,666.59}{0.0313} \\ &= 661188.31 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Diameter inside jaket
(D1) = Diameter dalam + (2 x tebal shell)
= 192.50 in = 16.04 ft

Tinggi jaket = Tinggi reaktor
= 852.01 in = 71.00 ft

Asumsi jarak jaket
Diameter outside jaket
(D2) = D₁ + (2 x jarak jaket)
= 202.5 in = 16.88 ft

Luas area steam, A :

$$A = \frac{\pi}{4}(D_2^2 - D_1^2)$$

$$= 21.53 \text{ ft}^2$$

Kecepatan superficial steam,v :

$$v = \frac{V_{\text{steam}}}{A} = \frac{661188.3}{21.53} = 30705.8 \text{ ft/jam}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Mereaksikan lignin dengan hidrogen peroksida untuk meningkatkan brightness pulp
Type	:	Mixed Flow Reaktor
Jumlah	:	1 unit

Dimensi Tangki :

Kapasitas	:	10796.05	cuft
Tinggi	:	852.008	in
Diameter			
- Inside diameter	:	192	in
- Outside diameter	:	204	in
Tebal Shell	:	1 1/4	in
Tebal tutup atas	:	1 3/4	in
Tebal tutup bawah	:	1 3/4	in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	

Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Propeller
Diameter pengaduk	:	64 in

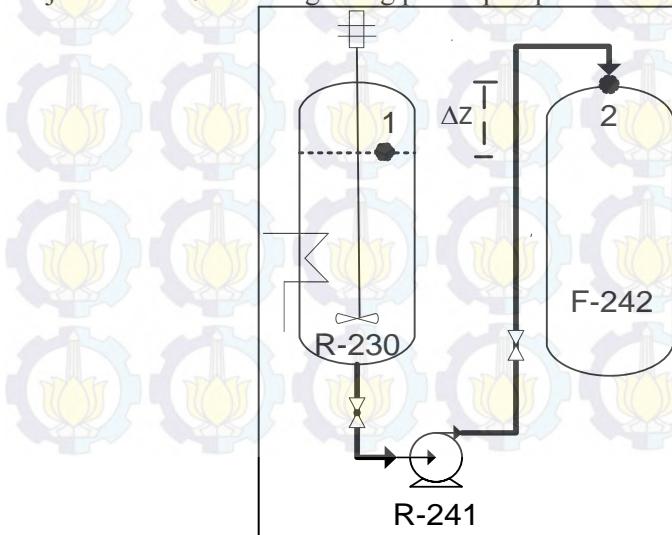
Kecepatan putaran	:	1	rps
Power motor	:	7	hp

Dimensi Jaket :

V_{steam}	:	661188.31	cuft/jam
Diameter	:		
- Inside diameter	:	16.04	ft
- Outside diameter	:	16.88	ft
Tinggi jaket	:	71.00	ft
Luas area steam	:	21.53	ft ²
Kecepatan superficial steam	:	30705.83	ft/jam

18. Pompa (L-241)

Fungsi	:	Memompa bubur pulp dari reaktor menuju tangki penyimpanan sementara
Type	:	<i>centrifugal pump</i>
Tujuan	:	Menghitung power pompa



Komposisi Komponen Masuk :

Komponen	Fraksi mol	kg/jam	s.g	aksi x
Selulosa	0.069	9273.48	1.65	0.114
Lignin sisa	0.002	216.38	1.65	0.003
Hemiselulosa	0.023	3091.16	1.65	0.038
Air pada serat	0.881	117737.48	1.00	0.881
Air sisa	0.000	32.46	1.00	0.000
Aseto ligninat sisa	0.001	115.04	1.04	0.001
CH ₃ COOH sisa	0.024	3154.24	1.42	0.033
Total	1.000	133620.24		1.071

$$\text{Rate masuk} = 133620.24 \text{ kg/jam}$$

$$= 294579.19 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \Sigma (\text{Fraksi x s.g}) \times \rho_{\text{air pada } 90^{\circ}\text{C}}$$

$$= 1.07 \times 965.34$$

$$= 1033.67 \text{ kg/m}^3$$

$$= 64.53 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.00057 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0.00038 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 0.57 \text{ cp}$$

$$\text{Rate fluida, Q} = 4565.01 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1.27 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 569.18 \text{ gpm}$$

$$= 0.04 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran turbulen (Nre > 2100)

$$D_{\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 7.46 \text{ in}$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

Ditetapkan tipe pompa :

$$\text{sch} = 80$$

$$\text{OD} = 8.625 \text{ in} = 0.72 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} ID &= 7.625 \text{ in} & = 0.64 \text{ ft} \\ A &= 0.32 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

(perry, tabel 10-18)

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran}, v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 1.27 / 0.32 \\ &= 4.00 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{64.53 \times 4.00 \times 0.64}{0.00038} \\ &= 427447.99 \end{aligned}$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)

(Geankoplis, pers 3.4-1,hlm 158)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernoulli :

$$\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = - Ws$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, hlm 103)

dimana :

$$* \text{ faktor energi kinetik} \quad \Delta v^2/(2gc)$$

$$V_1 = \frac{Q_1}{A_1} = \frac{1.27}{200.96} = 0.006 \text{ ft/s}$$

$$V_2 = \frac{Q_2}{A_2} = \frac{1.27}{0.32} = 4.00 \text{ ft/s}$$

$$\Delta v^2 = V_2^2 - V_1^2 \\ = 4.00 - 0.01$$

$$\Delta v^2/(2gc) = 1.24$$

$$* \text{ beda tinggi}, \Delta z = 7$$

$$* \text{ Titik referensi}, P_1 = \text{Tekanan pada reaktor}$$

$$= 72.52 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan pada tangki}$$

$$\begin{aligned} &= 14.50 \text{ psi} \\ \Delta(P/\rho) &= -0.90 \end{aligned}$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

Digunakan :
 4 buah elbow 90°
 1 buah globe valve
 1 buah gate valve

* friksi dalam 4 buah elbow 90° :

$$\begin{aligned} hf_1 &= 4 \times kf \times v^2 / 2\alpha g c \quad (kf = 0.8) \\ &\quad (\text{Table 2.10-1 Geankoplis}) \\ &= \frac{4 \times 0.75}{2 \times 1} \times \frac{16.01}{32.17} \\ &= 0.75 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah globe valve (wide Open) :

$$\begin{aligned} hf_2 &= kf \times v^2 / 2\alpha g c \quad (kf = 6) \\ &= \frac{6}{2} \times \frac{16.01}{32.17} \\ &= 1.49 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah gate valve (wide Open) :

$$\begin{aligned} hf_3 &= kf \times v^2 / 2\alpha g c \quad (kf = 0.2) \\ &= \frac{0.17}{2} \times \frac{16.01}{32.17} \\ &= 0.08 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

(Geankoplis pers 2.10-17, hlm 99)

* friksi sepanjang pipa :

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 0 \\ &= 0.00000 \end{aligned}$$

Untuk Commercial Steel:

$$\epsilon = 0.000046$$

Maka:

$$\epsilon/D = 0.0002375$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0.0038$$

$$f_f = \frac{4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc}{4 \times 0.0038} = \frac{0.64 \times 2}{0.64 \times 2 \times 32.17} = 0.00 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5, hlm 93)

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0.55 \times 1 - \frac{A_2}{A_1}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \ggg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0.55 \\ hc = k_c \times v^2 / 2\alpha gc \\ = \frac{0.55 \times 16.007}{2 \times 1 \times 32.174} = 0.1368145 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena expansi :

$$K_{ex} = 1 \times 1 - \frac{A_1}{A_2}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2, \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$K_{ex} = 1 \\ he = K_{ex} \times v^2 / 2\alpha gc \\ = \frac{1 \times 16.01}{2 \times 1 \times 32.174} = 0.25 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\begin{aligned}\sum hf &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + hc + he \\ &= 2.71 \text{ ft.lbf/lb}\end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned}-Ws &= \Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf \\ &= 1.24 + 2.18 - 1 + 2.71 \\ &= 7.94 \text{ ft.lbf/lb}\end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 569.2 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned}\eta &= 1 - 0.12Q^{-0.27} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a,hlm 205}) \\ \eta &= 89\%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}W_p &= (-Ws/\eta) \\ W_p &= \frac{7.94}{0.89}\end{aligned}$$

$$= 8.94 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\ &= \frac{8.94 \times 81.83}{550} \\ &= 1.33 \text{ hp}\end{aligned}$$

dari (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

$$\text{Effisiensi motor} = 82\%$$

$$\begin{aligned}\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} &= 1.62 \text{ hp} \\ &= 2 \text{ hp}\end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Memompa pulp dari reaktor hidrogen peroksida menuju tangki penyimpanan sementara
Tipe	:	Centrifugal Pump
Kapasitas	:	569.18 gpm
Material case	:	Cast iron

Material rotor	:	Carbon steel
Suction pressure	:	72.52 psi
Discharge pressure	:	14.50 psi
Beda ketinggian	:	7 ft
Ukuran pipa	:	12.1 in OD, sch 80
Power pompa	:	2 hp
Jumlah	:	1 unit

19. Tangki Penyimpanan (F-242)

Fungsi	:	Untuk menyimpan sementara bubur pulp setelah proses bleaching H_2O_2
Type	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Suhu = 90 °C

Perhitungan :

Bahan Masuk :

Komponen	Fraksi mo	Berat (kg/jam)	s.g	fraksi x s.g
Selulosa	0.071	9273.48	1.65	0.117
Lignin sisa	0.002	216.38	1.65	0.003
Hemiselulosa	0.024	3091.16	1.65	0.039
Air pada serat	0.900	117737.48	1.00	0.900
Air sisa	0.0002	32.46	1.00	0.000
H_2O_2	0.000879	115.04	1.04	0.001
$C_{10}H_{12}O_4$	0.002702	353.42	1.42	0.004
Total	1.000	130819.42		1.064

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{campuran}} &= \Sigma (\text{Fraksi x s.g}) \times \rho_{\text{air pada } 90^{\circ}\text{C}} \\
 &= 1.064 \times 965.34 \\
 &= 1026.81 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 64.10 \text{ lb/cuft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ campuran} &= 0.000571 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0.57 \text{ cp} \\
 \text{Rate Massa} &= 130819.42 \text{ kg/jam} \\
 &= 288404.50 \text{ lb/jam} \\
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{288404.50 \text{ lb/jam}}{64.10 \text{ lb/cuft}} \\
 &= 4499.17 \text{ cuft/jam}
 \end{aligned}$$

Asumsi : Waktu tinggal = 1 jam
 Volume larutan = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Larutan} &= \text{Rate Volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 4499.17 \times 1 \\
 &= 4499.17 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Tangki} &= \frac{\text{Volume Larutan}}{80\%} \\
 &= \frac{4499.17}{80\%} \\
 &= 5623.96 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\
 5623.96 &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\
 D &= 12.14 \text{ ft} \\
 D &\approx 13 \text{ ft} = 156 \text{ in} \\
 H &= 52 \text{ ft} \\
 &\approx 56 \text{ ft} = 672 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana : t_{\min} = tebal shell minimum; in
 P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)
 C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
 E = faktor pegelasan, digunakan double
 welded; $E = 0.8$
 f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon
 steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi
 (Brownell, T.13-1)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= P_{\text{Hidrostatis}} \\
 P_{\text{hidrostatis}} &= \frac{\rho \times H}{144} = 0.45 H \text{ psi}
 \end{aligned}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P hidrostatis untuk faktor keamanan.

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{Hidrostatis}} \\
 &= 0.49 H \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 156 = 78 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\min} &= \frac{0.49 H \times 78}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 0.49 H)} + 0.125 \\
 &= \frac{0.004}{0.004} H + 0.125
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 1} \quad t &= 0.004 \times 56 + 0.125 \\
 &= 0.336 \text{ in} \\
 &= 3/8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 4.08 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 2} \quad t &= 0.004 \times 48 + 0.125 \\
 &= 0.306 \text{ in} \\
 &= 5/16 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}
 \end{aligned}$$

$$= \quad \quad \quad 4.08 \quad \quad \quad \text{ft}$$

Course 3

$$\begin{aligned} t &= 0.004 \quad \times \quad 40 \quad + \quad 0.125 \\ &= 0.276 \quad \text{in} \\ &= 5/16 \quad \text{in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= \frac{4.08}{12 \times n} \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned} t &= 0.004 \quad \times \quad 32 \quad + \quad 0.125 \\ &= 0.246 \quad \text{in} \\ &= 1/4 \quad \text{in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= \frac{4.08}{12 \times n} \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Course 5

$$\begin{aligned} t &= 0.004 \quad \times \quad 24 \quad + \quad 0.125 \\ &= 0.216 \quad \text{in} \\ &= 1/4 \quad \text{in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= \frac{4.08}{12 \times n} \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Course 6

$$\begin{aligned} t &= 0.004 \quad \times \quad 16 \quad + \quad 0.125 \\ &= 0.185 \quad \text{in} \\ &= 3/16 \quad \text{in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= \frac{4.07}{12 \times n} \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Course 7

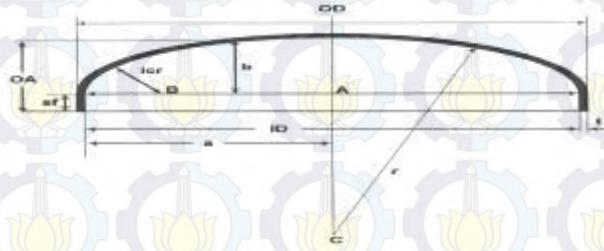
$$\begin{aligned} t &= 0.004 \quad \times \quad 8 \quad + \quad 0.125 \\ &= 0.155 \quad \text{in} \\ &= 3/16 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= 4.07 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t \\ \text{Distanandardkan menurut ASME, OD} &= 168 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk Head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$icr = 10 \frac{1}{8}$$

$$r = 144$$

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1.1 \quad x \quad P \text{ Hidrostatis} \\ &= 0.49 \quad H \quad \text{psi} \\ &= 3.92 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 3.92 \times 144}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 3.92)} + 0.125$$

$$th = 0.17 \quad \text{in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/16 \text{ in})$$

$$OD = 168 \quad \text{in} = 14 \quad \text{ft}$$

$$ID = OD \text{ tangki} - 2th$$

$$\text{tutup} = 167.625 \quad \text{in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{ID - icr}{2}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 111.77 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$OA1 = ts + b + sf$$

$$= 33.92 \text{ in}$$

Dipakai tebal head = 3/16 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{10 \frac{1}{8}}{168} = 0.0602679 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : V = volume, ft³

Di = diameter, in

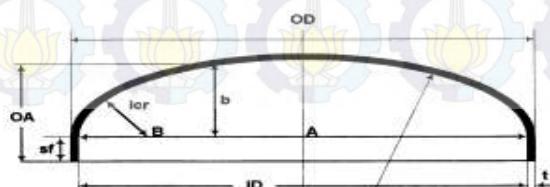
$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

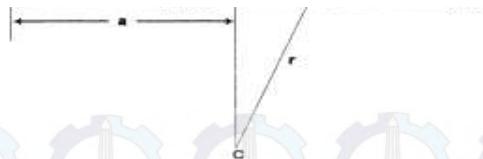
$$= 186.02 \text{ ft}^3$$

$$= 56.70 \text{ m}^3$$

Bentuk Dishead

= Standard dished (torispherical dished head)





Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} icr &= 10 \frac{1}{8} \\ r &= 144 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1.1 \\ &= 0.49 \\ &= 27.42 \end{aligned} \quad x \quad P \text{ Hidrostatis} \\ H \quad \text{psi}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 27.42 \times 144}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 27.42)} + 0.125$$

th = 0.46 in (dipakai tebal standar 1/2 in)

$$OD = 168 \text{ in} = 14 \text{ ft}$$

$$ID = OD \text{ tangki} - 2th$$

$$\text{tutup} = 167 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 83.50 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 133.88 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= 83.50 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 104.64 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 39.36 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA2 &= ts + b + sf \\ &= 41.36 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki} &= H \\ &= 747.27 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 5/8 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{10 \frac{1}{8}}{168} = 0.0602679 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : V = volume, ft³

$$Di = \text{diameter, in}$$

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 186.02 \quad \text{ft}^3$$

$$= 56.70 \quad \text{m}^3$$

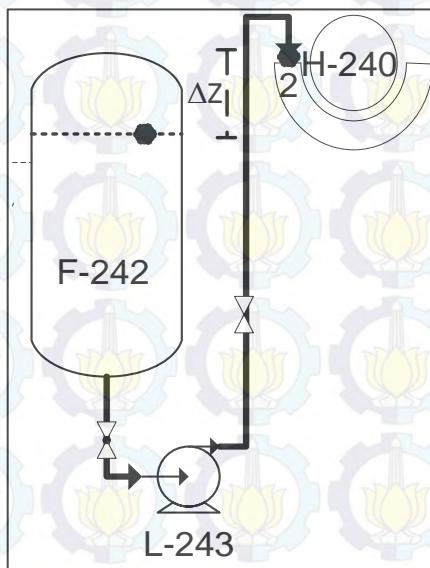
Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk menyimpan sementara bubur pulp setelah proses bleaching H ₂ O ₂	
Type	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead	
Kapasitas	:	5623.96	cuft
Tinggi	:	747.27	in
Diameter			
- Inside diameter	:	156	in
- Outside diameter	:	168	in
Tebal Shell			
- Course 1	:	3/8	in
- Course 2	:	5/16	in
- Course 3	:	5/16	in

- Course 4	:	1/4	in
- Course 5	:	1/4	in
- Course 6	:	3/16	in
- Course 7	:	3/16	in
Tebal tutup atas	:	3/16	in
Tebal tutup bawah	:	1/2	in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah	:	1	unit

20. Pompa (L-243)

Fungsi	:	Memompa pulp dari tangki penyimpan sementara menuju washer 2
Type	:	Pompa centrifugal
Tujuan	:	Menghitung power pompa



Komposisi Komponen Masuk :

Komponen	Fraksi mol	kg/jam	s.g	aksi x
Selulosa	0.071	9273.48	1.65	0.117
Lignin sisa	0.002	216.38	1.65	0.003
Hemiselulosa	0.024	3091.16	1.65	0.039
Air pada serat	0.900	117737.48	1.00	0.900
Air sisa	0.000	32.46	1.00	0.000
H_2O_2	0.001	115.04	1.04	0.001
$\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_4$	0.003	353.42	1.42	0.004
Total	1.000	130819.42		1.063

$$\begin{aligned} \text{Rate masuk} &= 130819.42 \text{ kg/jam} \\ &= 288404.50 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \sum (\text{Fraksi x s.g}) \times \rho_{\text{air}} \text{ pada } 90^{\circ}\text{C} \\ &= 1.06 \times 965.34 \\ &= 1026.53 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 64.08 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 0.00 \text{ kg/m.s} \\ &= 0.00 \text{ lb/ft s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida, Q} &= 4500.39 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1.25 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 561.12 \text{ gpm} \\ &= 0.04 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen ($\text{Nre} > 2100$)

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 7.24 \text{ in} \end{aligned}$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

Ditetapkan tipe pompa :

$$\text{sch} = 100$$

$$\text{OD} = 8.625 \text{ in} = 0.72 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7.437 \text{ in} = 0.62 \text{ ft}$$

$$A = 0.30 \text{ ft}^2$$

(perry, tabel 10-18)

$$\text{kecepatan linear aliran}, v = \text{Rate volumetrik} / A$$

$$= 1.25 / 0.30$$

$$= 4.15 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{64.08 \times 4.15 \times 0.62}{0.00038}$$

$$= 429067.19$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)

(Geankoplis, per 3.4-1,hlm 158)

Menentukan Kerja Pompa :

Persamaan Bernoulli :

$$\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = - Ws$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, hlm 103)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2/(2gc)$

$$V_1 = \frac{Q_1}{A_1} = \frac{1.25}{132.67} = 0.009 \text{ ft/s}$$

$$V_2 = \frac{Q_2}{A_2} = \frac{1.25}{0.30} = 4.15 \text{ ft/s}$$

$$\Delta v^2 = V_2^2 - V_1^2$$

$$= 4.15 - 0.01$$

$$\Delta v^2/(2gc) = 1.29$$

$$\Delta z = 11$$

* beda tinggi,

* Titik referensi, P_1 = Tekanan pada tangki

$$= 14.50 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_2 &= \text{Tekanan pada washer} \\
 &= 14.50 \text{ psi} \\
 \Delta(P/\rho) &= 0
 \end{aligned}$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

Digunakan :
 4 buah elbow 90°
 1 buah globe valve
 1 buah gate valve

* friksi dalam 4 buah elbow 90° :

$$\begin{aligned}
 hf_1 &= 4 \times kf \times v^2 / 2\alpha g c \quad (kf = 0.75) \\
 &\quad (\text{Table 2.10-1 Geankoplis}) \\
 &= \frac{4 \times 0.75 \times 17.19}{2 \times 1 \times 32.17} \\
 &= 0.80 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah globe valve (wide Open) :

$$\begin{aligned}
 hf_2 &= kf \times v^2 / 2\alpha g c \quad (kf = 6) \\
 &= \frac{6 \times 17.19}{2 \times 1 \times 32.17} \\
 &= 1.60 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah gate valve (wide Open) :

$$\begin{aligned}
 hf_3 &= kf \times v^2 / 2\alpha g c \quad (kf = 0.17) \\
 &= \frac{0.17 \times 17.19}{2 \times 1 \times 32.17} \\
 &= 0.05 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis pers 2.10-17, hlm 99)

* friksi sepanjang pipa :

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 140 \text{ ft} \\
 &= 42.67 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Untuk Commercial Steel:

$$\epsilon = 0.000046$$

Maka:

$$\epsilon/D = 0.0002435$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0.004$$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc$$

$$= \frac{4 \times 0.004}{0.62} \times \frac{140}{2} \times \frac{17.19}{32.17}$$

$$= 0.966 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5, hlm 93)

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0.55 \times 1 - \frac{A_2}{A_1}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \ggg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0.55$$

$$hc = kc \times v^2 / 2\alpha gc$$

$$= \frac{0.55}{2} \times \frac{17.191}{1} \times \frac{32.174}{x}$$

$$= 0.1469325 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena expansi :

$$K_{ex} = 1 \times 1 - \frac{A_1}{A_2}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2, \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$he = K_{ex} \times v^2 / 2\alpha gc$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{17.19}{1} \times \frac{32.174}{x}$$

$$= 0.27 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

$$\begin{aligned}\sum hf &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + hc + he \\ &= 3.83 \quad \text{ft.lbf/lb}\end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned}- W_s &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf \\ &= 1.29 + 3.42 + 0 + 3.83 \\ &= 8.53 \quad \text{ft.lbf/lb}\end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 561.1 \quad \text{gpm}$$

$$\eta = 1 - 0.12Q^{-0.27} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a,hlm 205})$$

$$\eta = 89\%$$

$$W_p = (-W_s/\eta)$$

$$W_p = \frac{8.53}{0.89}$$

$$= 9.6217281 \quad \text{ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{9.62}{550} \times 80.11$$

$$= 1.40 \quad \text{hp}$$

dari (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

Effisiensi motor = 83%

$$\begin{aligned}\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} &= 1.689 \quad \text{hp} \\ &= 2 \quad \text{hp}\end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Memompa pulp dari tangki penyimpanan sementara menuju washer 2
Tipe	:	Centrifugal Pump
Kapasitas	:	561.12 gpm
Material case	:	Cast iron

Material rotor	:	Carbon steel	
Suction pressure	:	14.50	psi
Discharge pressure	:	14.50	psi
Beda ketinggian	:	11	ft
Ukuran pipa	:	8.63 in	OD, sch 100
Power pompa	:	2	hp
Jumlah	:	1	unit

21. *Rotary Vacuum Filter (H-240)*

Fungsi	:	Untuk mencuci pulp yang keluar dari tangki penyimpanan sementara
Tipe	:	<i>Rotary drum filter</i>
Jumlah	:	1 Unit

Kondisi Operasi :

- Tekanan	=	1	atm
- Temperatur	=	75.5	°C
- Berat filtrat yang keluar	=	436642.21	kg/jam
- Berat cake yang dihasilkan dalam filter	=	21225.77	kg/jam
- Densitas cake	=	1326.58	kg/m ³
- Densitas filtrat	=	962.21	kg/m ³
- Viskositrat filtrat	=	0.000377	Pa.s
- Volume filtrat	=	453.79	m ³ /jam
- Massa dry cake	=	12329.40	kg/jam
- Konsentrasi padatan masuk filter (Cs)	=	27.17	kg/m ³ slurry
- Kandungan air pada cake filter	=	42	%
- Penurunan tekanan	=	67	kPa
- Waktu siklus (t)	=	5	menit s

- Bagian filter yang tercelup(I = 30 %)

Perhitungan :

$$\text{Menghitung Luas Filter} = \frac{V}{A \cdot t_c} = \left(\frac{2 \cdot f \cdot \Delta P}{t_c \cdot \mu \cdot C_s} \right)^{\frac{1}{2}}$$

(Geankoplis, pers. 14.2-24, hlm 917)

$$m = \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa dry cake}} = \frac{21225.77}{12329.40} = 1.72$$

$$Cx = \frac{\text{massa dry cake}}{\text{massa slurry}} = \frac{12329.40}{457867.98} = 0.03$$

$$Cs = \frac{\rho \cdot Cx}{1 - m \cdot Cx} = \frac{962.21}{1 - 1.72} \times 0.03 = 27.2 \text{ kg/m}^3 \text{ slurry}$$

(Geankoplis, hlm 918)

$$\frac{V}{t_c} = \frac{m_{\text{slurry}}(Cx)}{(Cs)} = \frac{127.2}{27.17} \times \frac{0.03}{0.03} = 0.13 \text{ m}^3 \text{ filtrat/s}$$

$$\alpha = (4,37 \times 10^9) (-\Delta P)^{0,3} \text{ (Geankoplis, hlm 918)}$$

$$\alpha = (4,37 \times 10^9) (67)^{0,3} = 7.E+11 \text{ m/kg}$$

$$\frac{V}{A \cdot t_c} = \frac{2}{300} \times \frac{0.3}{0.00089} \times \frac{67000}{7.E+11} \times 27.2 = 9.126E-05$$

$$\frac{0.13}{A} = 1381.30 \text{ m}^2$$

Menghitung Diameter Filter :

$$A = \pi DH$$

$$H = 2D$$

$$A = \frac{\pi D^2 D}{3,39}$$

$$D = \sqrt{2 \times 3,14}$$

$$= 0.73 \text{ m}$$

$$R = \frac{D}{2}$$

$$= 0.37 \text{ m}$$

$$H = 1.469 \text{ m}$$

Menghitung Waktu Tinggal :

$$t = \frac{f}{tc}$$

$$= \frac{0.3}{300}$$

$$= 90 \text{ s}$$

Menghitung Kecepatan Putar :

$$N = \frac{f}{tc}$$

$$= \frac{0.300}{5}$$

$$= 0.06 \text{ putaran/menit}$$

Spesifikasi:

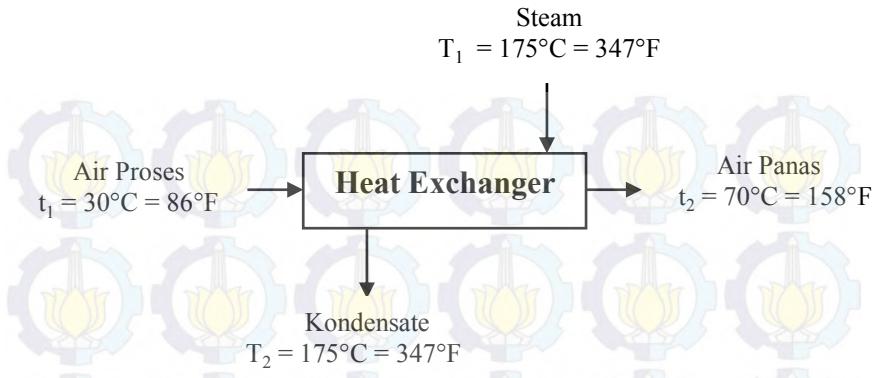
Fungsi	:	Untuk mencuci pulp yang keluar dari tangki penyimpanan sementara	
Tipe	:	Rotary drum filter	
Kapasitas	:	457867.98	kg/jam
Tekanan	:	1	atm
Temperatur	:	75.5	°C
Berat filtrat yang keluar	:	436642.21	kg/jam
Berat cake yang	:	21225.77	kg/jam

dihasilkan dalam filter

Densitas cake	:	1326.58	kg/m^3
Densitas filtrat	:	962.21	kg/m^3
Viskositrat filtrat	:	0.000377	Pa.s
Volume filtrat	:	453.79	m^3/jam
Massa dry cake	:	12329.40	kg/jam
Konsentrasi padatan masuk filter (Cs)	:	27.17	kg/m^3 slurry
Kandungan air pada cake filter	:	42	%
Penurunan tekanan	:	67	kPa
Waktu siklus (t)	:	5	menit
Bagian filter yang tercelup	:	30	%
Luas filter	:	1381.30	m^2
Diameter filter	:	0.73	m
Tinggi filter	:	1.47	m
waktu tinggal	:	90	s
Kecepatan putaran	:	0.06	putaran/menit
Jumlah	:	1	unit

22. Heat Exchanger (E-244)

- Fungsi : Untuk menaikkan suhu air proses dari $30\text{ }^\circ\text{C}$ menjadi $70\text{ }^\circ\text{C}$
- Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*

**Diketahui :**

Fluida Panas		Fluida Dingin	
Nama	Steam	Nama	Air proses
Aliran Massa (lb/jam)	62597.88	Aliran Massa (lb/jam)	721011.2
Temp Masuk (T_1)	347°F	Temp Masuk (t_1)	86°F
Temp Keluar (T_2)	347°F	Temp Keluar (t_2)	158°F

 ΔP yang diijinkan

: 10 psi

fouling factor (R_d) fluida panas

: 0.001 (Kern,table 12)

fouling factor (R_d) fluida dingin

: 0.002 (Kern,table 12)

Total dirt factor (R_d)

: 0.003

1. Heat Balance

Air Proses

$$\begin{aligned} Q &= m \cdot c_p \cdot \Delta t \\ &= 721011.24 \times 0.999 \times (158-86) \\ &= 51860896.80 \text{ btu/hr} \end{aligned}$$

Steam

$$\begin{aligned} Q &= m \times 20.24 \\ &= 62597.885 \times 20.24 \\ &= 1266987.52 \text{ btu/hr} \end{aligned}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.
347°F	Higher Temp	158°F	189°F
347°F	Lower Temp	86°F	261°F
0°F	Differences	72°F	72°F

Ketika $R=0$, maka $\Delta t = \text{LMTD}$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 223.07 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Caloric Temperature

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{347 + 347}{2} = 347 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 158}{2} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Panas : Tube Side, Steam

4. Flow Area

$$a't = 0.334 \text{ in}^2$$

$$at = Nt \times a't / 144n$$

$$= 342 \times 0.334 / 144 \times 2$$

$$= 0.40 \text{ ft}^2$$

(Kern,table 10)

5. Gt (untuk pressure drop)=W/at

$$Gt = W/at$$

$$= 62597.88 / 0.40$$

$$= 157826.37 \text{ lb}^2/\text{(hr)(ft}^2\text{)}$$

6. At $T_c = 347^{\circ}\text{F}$

$$\mu_{\text{steam}} = 0.015 \text{ cp} \quad (\text{Kern,figure 15})$$

$$\mu_{\text{steam}} = 0.04 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr}) \quad (\text{Kern,table 10})$$

$$D = 0.65$$

$$D = 0.05 \text{ ft}$$

$$\text{Ret} = DGt/\mu$$

$$= 0.05 \times 157826.4 / 0.04$$

$$= 236317.80$$

Ret untuk pressure drop

9. Kondensasi Steam

$$h_{io} = 1500 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$$

10. t_w^*

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \quad (347-122)$$

$$= 122 + \frac{1500}{1500 + 661.89}$$

$$= 278.11^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin : Shell Side, Air Proses**4'. Flow Area**

$$as = (\text{area of shell}) - (\text{area of tubes})$$

$$= 1/144 \times (\pi \times ID^2/4) - (Nt \times \pi \times OD^2/4)$$

$$= 1/144 \times (\pi \times 21.25^2/4) - (342 \times \pi \times 0.75^2/4)$$

$$= 1.41 \text{ ft}^2$$

5'. G_s

$$G_s = W/as$$

$$= 721011.24 / 1.41$$

$$= 510294.42 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

6'. At $t_c=122^{\circ}\text{F}$, $\mu = 2\mu_{\text{water}}$

$$\mu_{\text{air}} = 0.60 \text{ cp} \quad (\text{Kern,figure 14})$$

$$\mu_{\text{air}} = 1.45 \text{ (lb/(ft)(hr))}$$

$$D_e = 4as/(\text{wetted perimete})$$

$$D_e = 4as/(N_t \times \pi \times OD/12)$$

$$= 0.08 \text{ ft}$$

$$Re_s = D_e G_s / \mu$$

$$= 29604.736$$

$$7'. jH = 95 \quad (\text{Kern,figure 24})$$

8'. $t_c=122^{\circ}\text{F}$

$$k = 0.37 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{ft}) \quad (\text{Kern,table 4})$$

$$c = 1 \text{ BTU}/(\text{lb})(^{\circ}\text{F}) \quad (\text{Kern,figure 2})$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 1.57$$

9'. h_o

$$h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \varphi_s$$

$$\frac{h_o}{\varphi_s} = 661.89$$

11'. At $t_w = 278.11^{\circ}\text{F}$, $\mu_w = 2\mu_{\text{water}}$

$$\mu_w = 2 \times 0.15 \times 2.4191 \quad (\text{Kern,figure 14})$$

$$= 0.73 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

$$\varphi_s = (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$$= 1.10$$

12'. Corrected Coefficient, h_o

$$h_o = (h_o / \varphi_s) \times \varphi_s$$

$$= 729.34 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{ft})$$

13. Koefisien Keseluruhan, U_c :

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

$$U_c = 490.73 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{ft})$$

14. Desain Keseluruhan, U_d :

$$\begin{aligned} a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\ A &= Nt \times \text{BWG} \times a'' \\ &= 342 \times 18'0'' \times 0.1963 \\ &= 1208.42 \text{ ft}^2 \end{aligned} \quad (\text{Kern,table 10})$$

$$\begin{aligned} U_d &= Q / (A \cdot \Delta t) \\ &= 192.39 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}) \end{aligned}$$

15. R_d

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= 0.0032 \text{ (hr)(ft}^2)(^{\circ}\text{F})/\text{BTU} \end{aligned}$$

Pressure Drop Tube**1. Specific volume**

$$\begin{aligned} v &= 3.46 \text{ lb/ft}^3 \\ s &= (1/3.46)/62.5 \\ &= 0.005 \end{aligned} \quad (\text{Kern,table 7})$$

$$\text{Ret} = 236317.80$$

$$f = 0.00015 \quad (\text{Kern,figure 26})$$

2. ΔP_t

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \times \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{-10} D_s \varphi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{C_{116}}{2} \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \varphi_t}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{0.00015 \times 15826.37^2 \times 18 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.05 \times 0.06 \times 1}$$

$$= 4.55 \text{ psi}$$

Pressure Drop Shell

1'. S

$$s = 1 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

(Kern,table 6)

2'. De'

$$De' = 4 \times \text{flow area}/\text{frictional wetted perimeter}$$

$$= 4 \times a s / (N t \times 3.14 \times OD / 12 + 3.14 \times ID / 12)$$

$$= 0.078 \text{ ft}$$

$$Re's = De' \cdot G_s / \mu$$

$$= 27339.75$$

$$f = 0.00025$$

(Kern,figure 26)

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \times \frac{f G_s^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_e s \varphi_s}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{0.00025 \times 50294.42^2 \times 18 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.078 \times 1 \times 110}$$

$$= 0.262 \text{ psi}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk menaikkan suhu air proses dari 30 °C menjadi 70 °C
Type	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	:	1 unit

Shell Side :

Inside Diameter : 21.25 in

Passes : 1

Tube Side :

Number : 342

Outside Diameter : 3/4 in

BWG : 18 BWG

Pitch : 15/16 in triangular pitch

Passes : 2

23. Tangki Pengenceran $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ (M-251)

Fungsi : Untuk mengencerkan larutan $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 90 % menjadi 35 %

Type : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 30°C

Dasar Perhitungan :

Bahan Masuk :

Komponen	Berat (kg)	Fraksi	ρ (kg/m^3)
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$	205.74	0.35	2190
H_2O	382.09	0.65	995.68
Total	587.83	1.00	

$$\mu_{\text{campuran}} = 0.8007 \text{ cp} = 0.0008 \text{ kg/ms}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum (\text{fraksi berat}/\rho_{\text{campuran}})} \times 0.06243 \text{ lb/cuft}$$

$$(1 \text{ kg/m}^3 = 0.06243 \text{ lb/cuft})$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{(0.35/2190) + (0.65/995.68)} \times 0.06243 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{array}{lclclcl}
 \rho_{\text{campuran}} & = & 76.82 & \text{lb/cuft} & = & 1230.6 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Rate Massa} & = & 587.83 & \text{kg/jam} \\
 & = & 1295.93 & \text{lb/jam} \\
 \text{Rate Volumetrik} & = & \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} & = & \frac{1295.93}{76.82} \text{ lb/cuft} \\
 & & & = & 16.87 \text{ cuft/jam}
 \end{array}$$

Asumsi :

$$\begin{array}{lclclcl}
 & \text{Waktu tinggal} & = & 1 & \text{jam} \\
 & \text{Volume larutan} & = & 75\% \\
 \text{Volume Larutan} & = & \text{Rate Volumetrik} & \times & \text{waktu tinggal} \\
 & = & 16.87 & \times & 1 \\
 & = & 16.87 & \text{cuft} \\
 \text{Volume Tangki} & = & \frac{\text{Volume Larutan}}{75\%} \\
 & = & 22.49 & \text{cuft}
 \end{array}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{array}{lclclcl}
 \text{Volume} & = & \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\
 22.49 & = & \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\
 D & = & 1.93 & \text{ft} \\
 D & \approx & 2 & \text{ft} & = & 24 \text{ in} \\
 H & = & 8 & \text{ft} & = & 96 \text{ in}
 \end{array}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi
(Brownell, T.13-1)

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= P_{\text{hidrostatis}} \\ P_{\text{hidrostatis}} &= \frac{\rho \times H}{144} = 4.27 \text{ psi} \end{aligned}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P total untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatis}}$$

$$= 4.27 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\ &= 4.69 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 24 = 12 \text{ in}$$

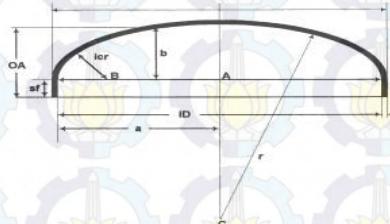
$$\begin{aligned} t_{\min} &= \frac{4.69 \times 12}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 4.69)} + 0.125 \\ &= 0.13 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/16 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t = 24.38 \text{ in}$$

Distanstandartkan menurut ASME, OD = 26 in

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 Pr}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$icr = 1/5/8$$

$$r = 24$$

Sehingga :

$$\text{th} = \frac{0.855 \times 4.69 \times 24}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 4.69)} + 0.125$$

$$\text{th} = 0.13 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/16 \text{ in})$$

$$\text{OD} = 26 \text{ in} = 2.167 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = \text{OD tangki} - 2\text{th}$$

$$\text{tutup} = 25.625 \text{ in}$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2}$$

$$= 12.8125 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

$$= 22.38 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr}$$

$$= 11.19 \text{ in}$$

$$\text{AC} = \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2}$$

$$= 19.38 \text{ in}$$

$$b = r - \text{AC}$$

$$= 4.62 \text{ in}$$

$$\text{OA} = \text{ts} + b + \text{sf}$$

$$= 6.31 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki} &= H + 2\text{OA} \\ &= 96 + 2 \times 6.31 \\ &= 108.62 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 3/16 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{1 \frac{5}{8}}{26} = 0.0625 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : V = volume, ft³

Di = diameter, in

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 0.68 \text{ ft}^3$$

$$= 0.21 \text{ m}^3$$

Untuk tebal dan ukuran pada dishead memiliki nilai yang sama dengan head.

Perhitungan sistem pengaduk :

Dipakai jenis pengaduk tipe propeller dengan 4 baffles

(Geankoplis-Table 3.4-1)

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} ; \quad \frac{C}{D_t} = \frac{1}{3} ;$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki (ft)

D_a = diameter pengaduk (ft)

W = lebar pengaduk (ft)

H = tinggi larutan (ft)

L = tinggi pengaduk (ft)

C = tinggi pengaduk dari dasar tangki (ft)

J = lebar baffle (ft)

Maka diperoleh :

$$D_a = \frac{2}{3} = 0.67 \text{ ft}$$

$$W = \frac{0.67}{5} = 0.13 \text{ ft}$$

$$H = D_t = 2 \text{ ft}$$

$$L = \frac{0.67}{4} = 0.17 \text{ ft}$$

$$C = \frac{2}{3} = 0.67 \text{ ft}$$

$$J = \frac{2}{12} = 0.17 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk :

$$\text{Diameter pengaduk} = 0.67 \text{ ft} = 0.20 \text{ m}$$

$$= 8 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan putaran (N)} = 60 \text{ rpm} = 1 \text{ rps}$$

$$N_{re} = \frac{\rho N D_a^2}{\mu}$$

$$= \frac{(1230.56)(1)(0.20^2)}{0.0008007}$$

$$= 63458.71$$

$N_{re} > 10000$, maka aliran tersebut turbulen.

Menggunakan curve 5 pada fig 3.4-5, Geankoplis edisi 4 halaman 159, untuk menentukan Power Pengaduk :

$$N_p = 0.38$$

$$\text{Power Pengaduk} = N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5$$

$$= 0.16 \text{ W}$$

$$= 0.00016 \text{ kW}$$

$$= 0.00022 \text{ hp}$$

$$\approx 1 \quad (1 \text{ kW} = 1.341 \text{ hp})$$

Spesifikasi :

Fungsi : Untuk mengencerkan larutan $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$

90 % menjadi 35 %

Type : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk

Dimensi Tangki :

Kapasitas	:	22.49	cuft
Tinggi	:	108.62	in
Diameter	:		
- Inside diameter	:	24	in
- Outside diameter	:	26	in
Tebal Shell	:	3/16	in
Tebal tutup atas	:	3/16	in
Tebal tutup bawah	:	3/16	in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah	:	1	unit

Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Propeller	
Diameter pengaduk	:	8	in
Kecepatan putaran	:	1	rps
Power motor	:	1	hp
Jumlah	:	1	unit

24. Mixer 2 (M-252)

Fungsi	:	Untuk menyampurkan bubur pulp dengan sodium dithionite dan air
Type	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Suhu = 75.50°C
μ campuran	=	0.62 cp = 0.00062 kg/ms
ρ campuran	=	$\frac{1}{\sum (\text{fraksi berat}/\rho \text{ campuran})} \times 0.06243 \text{ lb/cuft}$ $(1 \text{ kg/m}^3 = 0.06243 \text{ lb/cuft})$
ρ campuran	=	65.66 lb/cuft = 1051.7 kg/m ³

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Massa} &= 83567.61 \text{ kg/jam} \\
 &= 184233.15 \text{ lb/jam} \\
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{184233.15 \text{ lb/jam}}{65.66 \text{ lb/cuft}} \\
 &= 2805.85 \text{ cuft/jam}
 \end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ jam} \\
 \text{Volume larutan} &= 75\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Larutan} &= \text{Rate Volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 2805.85 \times 1 \\
 &= 2805.85 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Tangki} &= \frac{\text{Volume Larutan}}{75\%} \\
 &= 3741.13 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\
 3741.13 &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\
 D &= 10.60 \text{ ft} \\
 D &\approx 11 \text{ ft} = 132 \text{ in} \\
 H &= 44 \text{ ft} = 528 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :

t_{\min}	= tebal shell minimum; in
P	= tekanan tangki; psi
r_i	= jari-jari tangki; in ($1/2D$)
C	= faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
E	= faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi
 (Brownell, T.13-1)

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= P_{\text{hidrostatis}} \\ P_{\text{hidrostatis}} &= \frac{\rho \times H}{144} = 20.06 \text{ psi} \end{aligned}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P total untuk faktor keamanan.

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatis}} \\ &= 20.06 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\ &= 22.07 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 132 = 66 \text{ in}$$

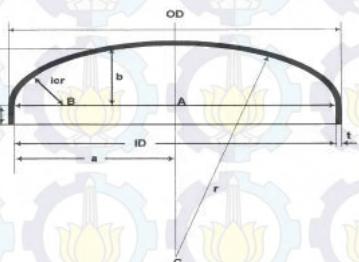
$$\begin{aligned} t_{\min} &= \frac{22.07 \times 66}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 22.07)} + 0.125 \\ &= 0.27 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 5/16 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t = 132.63 \text{ in}$$

Distanstandartkan menurut ASME, OD = 138 in

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 Pr}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\text{icr} = 8 \frac{3}{8}$$

$$r = 132$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{th} &= \frac{0.855 \times 22.07 \times 132}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 22.07)} + 0.125 \\ \text{th} &= 0.37 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/8 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$\text{OD} = 138 \text{ in} = 11.5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2\text{th} \\ &= 137.25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID}}{2} \\ &= 68.625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 123.63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \\ &= 60.25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\ &= 107.95 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \text{AC} \\ &= 24.05 \text{ in} \\ \text{OA} &= \text{ts} + b + \text{sf} \\ &= 25.93 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki} &= H + 2\text{OA} \\ &= 528 + 2 \times 25.93 \\ &= 579.85 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 3/8 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{8 \frac{3}{8}}{138} = 0.0606884 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan

5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana :

$$\begin{aligned} V &= \text{volume, ft}^3 \\ Di &= \text{diameter, in} \\ V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\ &= 112.70 \text{ ft}^3 \\ &= 34.35 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Untuk tebal dan ukuran pada dishead memiliki nilai yang sama dengan head.

Perhitungan sistem pengaduk :

Dipakai jenis pengaduk tipe propeller dengan 4 baffles

(Geankoplis-Table 3.4-1)

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} ; \quad \frac{C}{D_t} = \frac{1}{3} ;$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki (ft)

D_a = diameter pengaduk (ft)

W = lebar pengaduk (ft)

H = tinggi larutan (ft)

L = tinggi pengaduk (ft)

C = tinggi pengaduk dari dasar tangki (ft)

Maka diperoleh :

$$D_a = \frac{11}{3} = 3.67 \text{ ft}$$

$$W = \frac{3.67}{5} = 0.73 \text{ ft}$$

$$H = D_t = 11 \text{ ft}$$

$$L = \frac{3.67}{4} = 0.92 \text{ ft}$$

$$C = \frac{11}{3} = 3.67 \text{ ft}$$

$$J = \frac{11}{12} = 0.92 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk :

$$\text{Diameter pengaduk} = 3.67 \text{ ft} = 1.12 \text{ m}$$

$$= 44 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan putaran (N)} = 60 \text{ rpm} = 1 \text{ rps}$$

$$N_{re} = \frac{\rho N D_a^2}{\mu}$$

$$= \frac{(1051.74)(1)(1.12^2)}{0.00062}$$

$$= 2104568.01$$

10 < N_{re} < 10.000, maka aliran tersebut transisi.

Menggunakan curve 5 pada fig 3.4-5, Geankoplis edisi 4 halaman 159, untuk menentukan Power Pengaduk :

$$N_p = 0.39$$

$$\text{Power Pengaduk} = N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5$$

$$= 715.21 \text{ W}$$

$$= 0.72 \text{ kW}$$

$$= 0.96 \text{ hp}$$

$$\approx 1 \quad (1 \text{ kW} = 1.341 \text{ hp})$$

Spesifikasi :

Fungsi : Untuk menyampurkan bubur pulp dengan sodium dithionite dan air

Type : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk

Dimensi Tangki :

Kapasitas	:	3741.13	cuft
Tinggi	:	579.85	in
Diameter			
- Inside diameter	:	132	in
- Outside diameter	:	138	in
Tebal Shell	:	5/16	in
Tebal tutup atas	:	3/8	in
Tebal tutup bawah	:	3/8	in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah	:	1	unit

Dimensi Pengaduk :

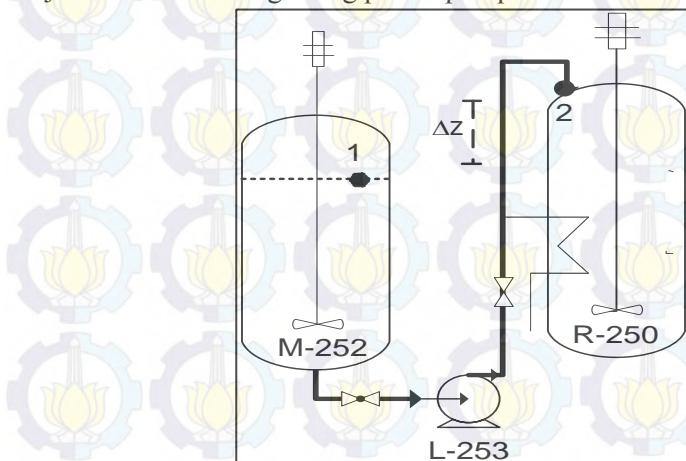
Jenis pengaduk	:	Propeller	
Diameter pengaduk	:	44	in
Kecepatan putaran	:	1	rps
Power motor	:	1	hp
Jumlah	:	1	unit

25. Pompa (L-253)

Fungsi : Memompa pulp dari mixer bleaching 2 menuju reaktor centrifugal

Type : Pompa centrifugal

Tujuan : Menghitung power pompa



Komposisi Komponen Masuk :

Komponen	Fraksi mol	kg/jam	s.g	fraksi x s.g
Selulosa	0.109	9088.01	1.60	0.174
Lignin sisa	0.003	212.05	1.60	0.004
Hemiselulosa	0.036	3029.34	1.60	0.058
Air	0.002	205.74	0.98	0.002
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$	0.850	71032.47	0.98	0.832
Total	1.000	83567.61		1.071

$$\text{Rate masuk} = 83567.61 \text{ kg/jam}$$

$$= 184233.15 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g}) \times \rho_{\text{air}} \text{ pada } 37,77^\circ\text{C}$$

$$= 1.09 \times 993.01$$

$$= 1081.68 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 67.53 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &= 0.0007 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0.0005 \text{ lb/ft s} \\
 \text{Rate fluida, Q} &= 2728.30 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.76 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 340.17 \text{ gpm} \\
 &= 0.02 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen (Nre > 2100)

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 &= 5.95 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

Ditetapkan tipe pompa :

$$\begin{aligned}
 \text{sch} &= 40 \\
 \text{OD} &= 6.625 \text{ in} &= 0.55 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 6.065 \text{ in} &= 0.51 \text{ ft} \\
 A &= 0.20 \text{ ft}^2 \\
 &\quad (\text{perry, tabel 10-18}) \\
 \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik / A} \\
 &= 0.76 / 0.20 \\
 &= 3.78 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= \frac{67.53 \times 3.78 \times 0.51}{0.00047} \\
 &= 276764.08
 \end{aligned}$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)

(Geankoplis, per 3.4-1,hlm 158)

Menentukan Kerja Pompa :

Persamaan Bernoulli :

$$\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = -Ws$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, hlm 103)

dimana :

$$* \text{ faktor energi kinetik} \quad \Delta v^2 / (2gc)$$

$$V_1 = \frac{Q_1}{A_1} = \frac{0.76}{94.99} =$$

$$0.008 \text{ ft/s}$$

$$V_2 = \frac{Q_2}{A_2} = \frac{0.76}{0.20} =$$

$$3.78 \text{ ft/s}$$

$$\Delta v^2 = V_2^2 - V_1^2 \\ = 3.78 - 0.01$$

$$\Delta v^2 / (2gc) = 1.17$$

$$* \text{ beda tinggi}, \quad \Delta z = 21 \text{ ft}$$

$$* \text{ Titik referens, } P_1 = \text{Tekanan pada mixer}$$

$$= 14.70 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan pada reaktor}$$

$$= 72.52 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0.8562955$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :Digunakan : 4 buah elbow 90°

1 buah globe valve

1 buah gate valve

* friksi dalam 4 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 4 \times kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf = 0.75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{4 \times 0.75 \times 14.28}{2 \times 1 \times 32.17} \\ = 0.67 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah globe valve (wide Open) :

$$hf_2 = kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf = 6)$$

$$= \frac{6}{2} \times \frac{14.28}{x} \\ = 1.33 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah gate valve (wide Open) :

$$hf_3 = kf \times v^2 / 2\alpha g c \quad (kf = 0.17) \\ = \frac{0.17}{2} \times \frac{14.28}{x} \\ = 0.04 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis pers 2.10-17, hlm 99)

* friksi sepanjang pipa :

Asumsi panjang pipa total, $\Delta L = 130 \text{ ft}$

Untuk Commercial Steel:

$\epsilon = 0.000046$

Maka:

$\epsilon/D = 0.0002986$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$f = 0.0041$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2g c \\ = \frac{4}{0.51} \times \frac{0.0041}{2} \times \frac{130}{32.17} \times \frac{14.28}{x} \\ = 0.94 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5, hlm 93)

* kehilangan karena kontraksi :

$K_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 98)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$K_c = 0.55$

$hc = kc \times v^2 / 2\alpha g c$

$$= \frac{0.55}{2} \times \frac{x}{x} \times \frac{14.284}{32.174}$$

$$= 0.122086773 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena expansi :

$$\text{Ke} = \frac{1}{A_1} \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

Karena $A_1 \ll A_2$, maka : $\frac{A_1}{A_2} = 0$

$$K_{ex} = 1$$

$$he = K_{ex} \times v^2 / 2\alpha g_c$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{x}{x} \times \frac{14.28}{32.174}$$

$$= 0.22 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\sum = hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + hc + he$$

$$= 3.32 \text{ ft.lbf/lb}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$- Ws = \Delta v^2 / (2g_c) + \Delta z (g/g_c) + \Delta(P/\rho) + \sum hf$$

$$= 1.17 + 0 + 0.9 + 3.3 + 3.32$$

$$= 5.34 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Kapasit} = 340.2 \text{ gpm}$$

$$\eta = 1 - 0.12Q^{-0.27} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a,hlm 205})$$

$$\eta = 87\%$$

$$W_p = (-Ws/\eta)$$

$$W_p = \frac{5.34}{0.87}$$

$$= 6.14 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{6.14}{550} \times 51.18$$

$$= 0.57 \text{ hp}$$

dar (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

Effisiensi motor = 81%

Power actual = BHP / eff. Motor

$$= \frac{0.705}{1} \text{ hp} \quad \text{hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Memompa pulp dari mixer bleaching 2 menuju reaktor bleaching 2
Tipe	:	Centrifugal Pump
Kapasitas	:	340.17 gpm
Material case	:	Cast iron
Material rotor	:	Carbon steel
Suction pressure	:	14.70 psi
Discharge pressure	:	72.52 psi
Beda ketinggian	:	4 ft
Ukuran pipa	:	6.1 in OD, sch 40
Power pompa	:	1 hp
Jumlah	:	1 unit

26. Reaktor Na₂S₂O₄ (R-250)

Fungsi : Mereaksikan lignin dengan sodium dithionite untuk meningkatkan brightness pulp

Jenis : Mixed Flow Reaktor

Proses : Bacth

Reaksi yang terjadi pada proses bleaching :



Basis : 2 jam

Komponen	$\rho(\text{kg/m}^3)$	Kg/jam	fraksi	s.g	fraksi x s.g
Selulosa	1590	9088.01	0.11	1.64	0.178

Lignin sisa	1590	212.05	0.00	1.64	0.004
Hemiselulosa	1590	3029.34	0.04	1.64	0.059
Na ₂ S ₂ O ₄	1230.54117	205.74	0.00	1.27	0.003
Air	971.83	71032.47	0.85	1.00	0.850
Total		83567.61	1.00		1.09450266

$$\begin{aligned} \text{Laju alir masuk reaktor} &= 83567.61 \text{ kg/jam} \\ &= 184233.154 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g}) \times \rho_{\text{air}} \text{ pada } 80^{\circ}\text{C} \\ &= 1.09450266 \times 971.83 \\ &= 1063.67 \text{ kg/m}^3 = 66.405 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas} = 0.60013 \text{ cp} = 0.0006 \text{ cgs/ms}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetric rate pulp, V} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{184233.15}{66.40} \\ &= 2774.39 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} \text{Temperatur} &= 80^{\circ}\text{C} \\ \text{Tekanan operasi} &= 5 \text{ bar} \\ \text{Laju alir massa} &= 184233.15 \text{ lb/jam} \\ \text{Waktu tinggal pada reak} &= 2 \text{ jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Dimensi Reaktor :

$$\tau = \frac{V \cdot C_{A_0}}{F_{A_0}} \rightarrow V = \frac{\tau \cdot F_{A_0}}{C_{A_0}}$$

$$C_{Ao} = \frac{\text{mol masuk}}{\text{volume feed}}$$

Dimana :

$$\tau = \text{Waktu (jam)}$$

$$V = \text{Volume Larutan (cuft)}$$

$$C_{Ao} = \text{Konsentrasi feed masuk (kmol/cuft)}$$

$$F_{Ao} = \text{Laju alir molar (kmol/jam)}$$

$$C_{Ao} = \frac{8704.361}{2774.389}$$

$$= 3.137 \text{ lbmol/cuft}$$

$$V = \frac{2 \times 8704.36}{3.137}$$

$$= 5548.778 \text{ cuft}$$

$$\text{Volume Reaktor (} V_R \text{)} = 5548.78 \text{ cuft}$$

Untuk perancangan, diberikan faktor kelonggaran 20 % :

$$\begin{aligned} \text{Volume Reaktor (} V_R \text{)} &= 1.20 \times 5548.78 \\ &= 6658.53 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Direncanakan :

A. Menghitung Dimensi Tangki

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : H/D = 4 (ulrich : tabel 4-27)

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$6658.53 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$$

$$D = 12.847 \text{ ft}$$

$$D \approx 13 \text{ ft} = 156 \text{ in}$$

$$H = 52 \text{ ft} = 624 \text{ in}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :

t min	=	tebal shell minimum; in
P	=	tekanan tangki; psi
r i	=	jari-jari tangki; in ($1/2D$)
C	=	faktor korosi; in (digunakan 1/8 in)
E	=	faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8
f	=	stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi (Brownell, T.13-1)
P operasi	=	5 bar = 72.50 psi
P hidrostatis	=	$\frac{\rho \times H}{144}$ = 23.98 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P total untuk faktor keamanan.

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatis}} \\ &= 96.48 \text{ psi} \\ P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\ &= 106.13 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 156 = 78 \text{ in}$$

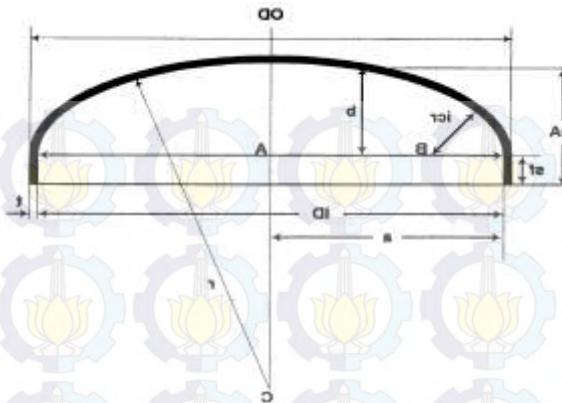
$$\begin{aligned} t_{\min} &= \frac{106.13 \times 78}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 106.13)} + 0.125 \\ &= 0.95 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar 1 in}) \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2t = 158 \text{ in}$$

Distanstandartkan menurut ASME, OD = 168 in

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} icr &= 10 \frac{1}{8} \\ r &= 144 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 106.13 \times 144}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 106.13)} + 0.125$$

$$th = 1.42 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1 \frac{1}{2} \text{ in})$$

$$OD = 168 \text{ in} = 14 \text{ ft}$$

$$ID = OD \text{ tangki} - 2th$$

$$\text{ tutup } = 167 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 83.5 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 133 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$\begin{aligned}
 &= 73.38 \quad \text{in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 111.976 \quad \text{in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 32.02 \quad \text{in} \\
 OA &= ts + b + sf \\
 &= 34.02 \quad \text{in} \\
 \text{Tinggi Reaktor} &= H \\
 &= 624 \\
 &= 692.05 \quad \text{in}
 \end{aligned}
 \quad
 \begin{aligned}
 &+ 2OA \\
 &+ 2 \times 34.02
 \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 1 1/2 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{10 1/8}{168} = 0.06026786 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$\begin{aligned}
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 \text{dimana : } V &= \text{volume, ft}^3 \\
 Di &= \text{diameter, in} \\
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 &= 186.02 \quad \text{ft}^3 \\
 &= 56.70 \quad \text{m}^3
 \end{aligned}$$

Untuk tebal dan ukuran pada dishead memiliki nilai yang sama dengan head.

B. Menghitung Dimensi Pengaduk

Perhitungan sistem pengaduk :

Dipakai jenis pengaduk tipe propeller dengan 4 baffles
(Geankoplis-Table 3.4-1)

$$\begin{aligned}
 \frac{D_a}{D_t} &= \frac{1}{3} \quad ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad ; \\
 \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12}
 \end{aligned}$$

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad ; \quad \frac{C - 14 \ln W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3} \quad ; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

Dimana :

D_t	= diameter tangki	(ft)
D_a	= diameter pengaduk	(ft)
W	= lebar pengaduk	(ft)
H	= tinggi larutan	(ft)
L	= tinggi pengaduk	(ft)
C	= tinggi pengaduk dari dasar tangki	(ft)
J	= lebar baffle	(ft)

Maka diperoleh :

$$D_a = \frac{13}{3} = 4.33 \text{ ft}$$

$$W = \frac{4}{5} = 0.87 \text{ ft}$$

$$H = D_t = 13 \text{ ft}$$

$$L = \frac{4.33}{4} = 1.08 \text{ ft}$$

$$C = \frac{13}{3} = 4.33 \text{ ft}$$

$$J = \frac{13}{12} = 1.08 \text{ ft}$$

Kebutuhan power pengaduk :

$$\text{Diameter pengaduk} = 4.33 \text{ ft} = 1.3 \text{ m}$$

$$= 52 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan putaran (N)} = 60 \text{ rpm} = 1 \text{ rps}$$

$$N_{re} = \frac{\rho N D_a^2}{\mu}$$

$$= \frac{(1063.67)(1)(1.42^2)}{0.00060}$$

$$= 3092029.93$$

Nre>10.000, maka aliran tersebut turbulen.

Menggunakan curve 5 pada fig 3.4-5, Geankoplis edisi 4 halaman 159, untuk menentukan Power Pengaduk :

$$N_p = 0.4$$

$$\begin{aligned} \text{Power Pengaduk} &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\ &= 1710.33 \text{ W} \\ &= 1.71 \text{ kW} \\ &= 2.29 \text{ hp} \approx 3 \text{ hp} \\ (1 \text{ kW} &= 1.341 \text{ hp}) \end{aligned}$$

C. Menghitung Jaket Pemanas

$$\text{Jumlah steam } (175^\circ\text{C}) \quad 2,689.90 \text{ kg/jam} = 5930.14 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} V_{st} &= \frac{F_{steam}}{\rho_{steam}} = \frac{5,930.14}{0.0313} \\ &= 189723.70 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter inside jaket} \\ (\text{D1}) &= \text{Diameter dalam} + (2 \times \text{tebal shell}) \\ &= 156.50 \text{ in} = 13.04 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jaket} &= \text{Tinggi reaktor} \\ &= 692.05 \text{ in} = 57.67 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in} = 0.42 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter outside jaket} \\ (\text{D2}) &= D_1 + (2 \times \text{jarak jaket}) \\ &= 166.5 \text{ in} = 13.88 \text{ ft} \end{aligned}$$

Luas area steam, A :

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= 17.61 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan superficial steam,v :

$$v = \frac{V_{\text{steam}}}{A} = \frac{189723.7}{17.61} = 10774.9 \text{ ft/jam}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Mereaksikan lignin dengan sodium dithionite untuk meningkatkan brightness pulp
Type	:	Mixed Flow Reaktor
Jumlah	:	1 unit

Dimensi Tangki :

Kapasitas	:	6658.53	cuft
Tinggi	:	692.05	in
Diameter	:		
- Inside diameter	:	156	in
- Outside diameter	:	168	in
Tebal Shell	:	1	in
Tebal tutup atas	:	1 1/2	in
Tebal tutup bawah	:	1 1/2	in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	

Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Propeller	
Diameter pengaduk	:	52	in
Kecepatan putaran	:	1	rps
Power motor	:	3	hp

Dimensi Jaket :

V_{steam}	:	189723.70	cuft/jam
Diameter	:		
- Inside diameter	:	13.04	ft
- Outside diameter	:	13.88	ft
Tinggi jaket	:	57.67	ft
Luas area steam	:	17.61	ft ²
Kecepatan superficial	:	10774.87	ft/jam

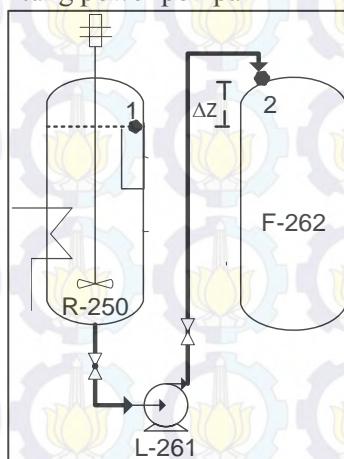
steam

27. Pompa (L-261)

Fungsi : Memompa pulp dari reaktor bleaching 2 menuju tangki penyimpanan sementara

Type : Pompa centrifugal

Tujuan : Menghitung power pompa

**Komposisi Komponen Masuk :**

Komponen	Fraksi mol	kg/jam	s.g	fraksi x s.
Selulosa	0.109	9088.01	1.64	0.178
Hemiselulosa	0.036	3029.34	1.64	0.059
Air	0.850	71011.26	1.00	0.850
Air (s)	0.0003	21.21	1.00	0.0003
NaHSO(s)	0.001	122.52	1.27	0.002
Na ₂ SO ₄ (s)	0.000	0.76	1.27	0.0000
C ₁₀ H ₁₁ O ₄ Nas	0.004	294.52	1.27	0.004
Total	1.000	83567.61		1.094

$$\begin{aligned} \text{Rate masuk} &= 83567.61 \text{ kg/jam} \\ &= 184233.15 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g}) \cdot \rho_{\text{air}} \text{ pada } 80^{\circ}\text{C}$$

$$= 1.09 \times 971.83$$

$$= 1062.76 \text{ kg/m}^3$$

$$= 66.35 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.0006 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0.0004 \text{ lb/ft s}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 2776.87 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.77 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 346.23 \text{ gpm}$$

$$= 0.02 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran turbulen (Nre > 2100)

$$D_{\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 7.56 \text{ in}$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

Ditetapkan tipe pompa :

$$scI = 80$$

$$OI = 8.625 \text{ in} = 0.72 \text{ ft}$$

$$ID = 7.625 \text{ in} = 0.64 \text{ ft}$$

$$A = 0.32 \text{ ft}^2$$

(perry, tabel 10-18)

$$\text{kecepatan linear aliran, } v = \frac{\text{Rate volumetrik}}{A}$$

$$= \frac{0.77}{0.32} / \text{ft/s}$$

$$= 2.43 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{66.35 \times 2.43 \times 0.64}{0.0004}$$

$$= 254412.84$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)

(Geankoplis, per 3.4-1,hlm 158)

Menentukan Kerja Pompa :

Persamaan Bernouli :

$$\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = -Ws$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, hlm 103)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2/(2gc)$

$$V_1 = \frac{Q_1}{A_1} = \frac{0.77}{132.67} = 0.006 \text{ ft/s}$$

$$V_2 = \frac{Q_2}{A_2} = \frac{0.77}{0.32} = 2.43 \text{ ft/s}$$

$$\Delta v^2 = V_2^2 - V_1^2 \\ = 2.43^2 - 0.01^2$$

$$\Delta v^2/(2gc) = 0.75$$

* beda tinggi, $\Delta z = 7 \text{ ft}$ * Titik referensi, $P_1 = \text{Tekanan pada reaktor} = 72.52 \text{ psi}$ $P_2 = \text{Tekanan pada tangki penyimpanan sementara} = 14.50 \text{ psi}$

$$\Delta(P/\rho) = -0.87$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :Digunakan : 4 buah elbow 90°

1 buah globe valve

1 buah gate valve

* friksi dalam 4 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 4 \times kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf = 0.75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{4 \quad x \quad 0.8 \quad x \quad 5.92}{2 \quad x \quad 1 \quad x \quad 32.17}$$

$$= 0.28 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah globe valve (wide Open) :

$$hf_2 = kf x v^2 / 2\alpha gc \quad (kf \quad 6)$$

$$= \frac{6 \quad x \quad 5.92}{2 \quad x \quad 1 \quad x \quad 32.17}$$

$$= 0.55 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah gate valve (wideOpen) :

$$hf_3 = kf x v^2 / 2\alpha gc \quad (kf \quad 0.17)$$

$$= \frac{0.17 \quad x \quad 5.92}{2 \quad x \quad 1 \quad x \quad 32.17}$$

$$= 0.02 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis pers 2.10-17, hlm 99)

* friksi sepanjang pipa :

$$\text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta = 124 \text{ ft}$$

$$= 37.796 \text{ m}$$

Untuk Commercial Steel:

$$\epsilon = 0.000046$$

Maka:

$$\epsilon/D = 0.0002375$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0.004$$

$$f_f = 4f x \Delta L/D x v^2/2gc$$

$$= \frac{4 \quad x \quad 0.004 \quad x \quad 124 \quad x \quad 5.92}{0.64 \quad x \quad 2 \quad x \quad 32.17}$$

$$= 0.29 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5, hlm 93)

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0.55$$

$$\begin{aligned} hc &= kc \times v^2 / 2\alpha gc \\ &= \frac{0.55}{2} \times \frac{x}{1} \times \frac{5.923}{32.174} \\ &= 0.050624307 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena expansi :

$$K_e = 1 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \ll A_2, \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$K_e = 1$$

$$\begin{aligned} he &= Kex \times v^2 / 2\alpha gc \\ &= \frac{1}{2} \times \frac{x}{1} \times \frac{5.92}{32.174} \\ &= 0.09 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + hc + he \\ &= 1.27 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned} -Ws &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf \\ &= 0.75 + 2.2 + -1 + 1.3 \\ &= 3.33 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasit} = 346.2 \text{ gpm}$$

$$\eta = 1 - 0.12Q^{-0.27} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a,hlm 205})$$

$$= 87\%$$

$$W_p = (-W_s/\eta)$$

$$= 3.33$$

$$= 0.87$$

$$= 3.82 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{3.82 \times 51.18}{550}$$

$$= 0.36 \text{ hp}$$

dar (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

$$\text{Effisiensi motor} = 80\% \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, Gb.14-38,hal 521})$$

$$\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Moto} = 0.44 \text{ hp}$$

$$= 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Memompa bubur pulp dari reaktor hionite menuju pompa penyimpan
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	:	346.23 gpm
Material case	:	Cast iron
Material rotor	:	Carbon steel
Suction pressure	:	72.52 psi
Discharge pressure	:	14.50 psi
Beda ketinggian	:	7 ft
Ukuran pipa	:	8.6 in OD, sch 80
Power pompa	:	1 hp
Jumlah	:	1 unit

28. Tangki Penyimpanan (F-262)

- Fungsi : Untuk menyimpan sementara bubur pulp setelah proses bleaching $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$
- Type : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead
- Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 80 °C

Perhitungan :

Bahan Masuk :

Komponen	Fraksi mc	Berat (kg/jam)	s.g	fraksi x s.g
Selulosa	0.109	9088.01	1.64	0.178
Hemiselulosa	0.036	3029.34	1.64	0.059
Air pada serat	0.850	71011.26	1.00	0.850
Air sisa	0.0003	21.21	1.00	0.000
NaHSO_3	0.0015	122.52	1.27	0.002
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$	0.0000	0.76	1.27	0.000
$\text{C}_{10}\text{H}_{11}\text{O}_4\text{NaS}$	0.00352	294.52	1.27	0.004
Total	1.000	83567.61		1.094

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{campuran}} &= \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g}) \times \rho_{\text{air pada } 80^{\circ}\text{C}} \\
 &= 1.094 \times 971.83 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1063.33 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 66.38 \text{ lb/cuft} \\
 \mu_{\text{campuran}} &= 0.0006 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0.60 \text{ cp} \\
 \text{Rate Massa} &= 83567.61 \text{ kg/jam} \\
 &= 184233.15 \text{ lb/jam} \quad (1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb}) \\
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{184233.15}{66.38} \text{ lb/cuft} \\
 &= 2775.38 \text{ cuft/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi :} \quad & \text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam} \\
 & \text{Volume larutan} = 80\% \text{ volume tangki} \\
 \text{Volume Larutan} & = \text{Rate Volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 & = 2775.38 \times 1 \\
 & = 2775.38 \text{ cuft} \\
 \text{Volume Tangki} & = \frac{\text{Volume Larutan}}{80\%} \\
 & = 3469.22 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} & = \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\
 3469.22 & = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\
 D & = 10.34 \text{ ft} \\
 D & \approx 11 \text{ ft} = 132 \text{ in} \\
 H & = 44 \text{ ft} \\
 \approx & 48 \text{ ft} = 576 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :

t_{\min}	= tebal shell minimum; in
P	= tekanan tangki; psi
r_i	= jari-jari tangki; in ($1/2D$)
C	= faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
E	= faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
f	= stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{hidrostatis}}$$

$$P_{\text{hidrostatis}} = \frac{\rho \times H}{144} = 0.46 H \text{ psi}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P hidrostatis untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{design}} = 1.1 \times 0.46 H \text{ psi}$$

$$= 0.51 H \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 132 = 66 \text{ in}$$

$$t_{\text{min}} = \frac{0.51 H \times 66}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 0.51 H)} + 0.125$$

$$= \frac{0.0033}{H} + 0.125$$

Perhitungan tebal shell pada tiap course :

$$\begin{aligned} \text{Course 1} \quad t &= 0.0033 \times 48 + 0.125 \\ &= 0.284 \text{ in} \\ &= 5/16 \text{ in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= 3.45 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Course 2} \quad t &= 0.0033 \times 40 + 0.125 \\ &= 0.257 \text{ in} \\ &= 5/16 \text{ in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\ &= 3.45 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Course 3} \quad t &= 0.0033 \times 32 + 0.125 \\ &= 0.231 \text{ in} \\ &= 1/4 \text{ in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \end{aligned}$$

$$= \quad \quad \quad 3.45 \quad \quad \quad \text{ft}$$

Course 4

$$\begin{aligned} t &= 0.0033 & \times 24 &+ 0.125 \\ &= 0.204 & \text{in} \\ &= 1/4 & \text{in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \end{aligned}$$

Course 5

$$\begin{aligned} t &= 0.0033 & \times 16 &+ 0.125 \\ &= 0.178 & \text{in} \\ &= 3/16 & \text{in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \end{aligned}$$

Course 6

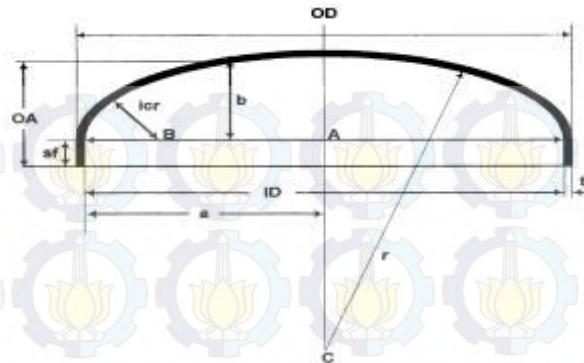
$$\begin{aligned} t &= 0.0033 & \times 8 &+ 0.125 \\ &= 0.151 & \text{in} \\ &= 3/16 & \text{in} \\ L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \end{aligned}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t = 132.38 \text{ in}$$

Distanstandartkan menurut ASME, OD = 138 in

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk Head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 Pr}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} icr &= 8\frac{3}{8} \\ r &= 132 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1.1 & \times & 0.46 & H \\ &= 0.51 & H & \text{psi} \\ &= 4.06 & \text{psi} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 4.06 \times 132}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 4.06)} + 0.125$$

$$th = 0.17 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/16 \text{ in})$$

$$OD = 138 \text{ in} = 11.5 \text{ ft}$$

$$ID = OD \text{ tangki} - 2th$$

$$\text{ tutup } = 137.25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= 68.63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 123.63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= 60.25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 107.95 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 24.05 \text{ in}$$

$$OA_1 = ts + b + sf$$

$$= 25.74 \text{ in}$$

Dipakai tebal head = 3/16 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{8.375}{138} = 0.0606884 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : V = volume, ft³

Di = diameter, in

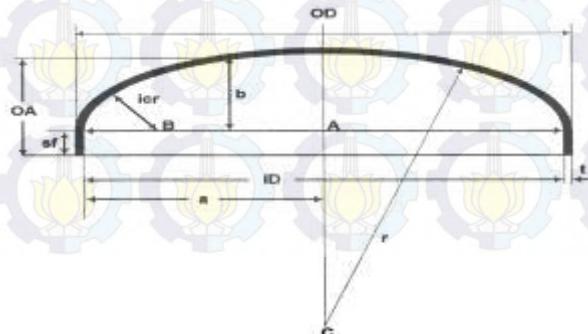
$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 112.70 \text{ ft}^3$$

$$= 34.35 \text{ m}^3$$

Bentuk Dishead

= Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1.1 \\ &= 0.51 \\ &= 24.34 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} icr &= 8 \frac{3}{8} \\ r &= 132 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} th &= \frac{0.855 \times 24.34 \times 132}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 24.34)} + 0.125 \\ th &= 0.40 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 7/16 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$OD = 138 \text{ in} = 11.5 \text{ ft}$$

$$ID = OD \text{ tangki} - 2th$$

$$\text{ tutup} = 137.25 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 68.63 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 123.63 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= 60.25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 107.95 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 24.05 \text{ in}$$

$$OA2 = ts + b + sf$$

$$= 25.99 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki} &= H \\ &= 627.73 \text{ in} \end{aligned}$$

$$OA1 + OA2$$

Dipakai tebal head = 1 3/8 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{8.375}{138} = 0.0606884 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : V = volume, ft³

Di = diameter, in

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 112.70 \text{ ft}^3$$

$$= 34.35 \text{ m}^3$$

Spesifikasi :

Fungsi : Untuk menyimpan sementara bubur pulp setelah proses bleaching Na₂S₂O₄

Type : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead

Kapasitas : 3469.22 cuft

Tinggi : 627.73 in

Diameter

- Inside diameter : 132 in

- Outside diameter : 138 in

Tebal Shell

- Course 1 : 5/16 in

- Course 2 : 5/16 in

- Course 3 : 1/4 in

- Course 4 : 1/4 in

- Course 5 : 3/16 in

- Course 6 : 3/16 in

Tebal tutup atas : 3/16 in

Tebal tutup bawah : 7/16 in

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

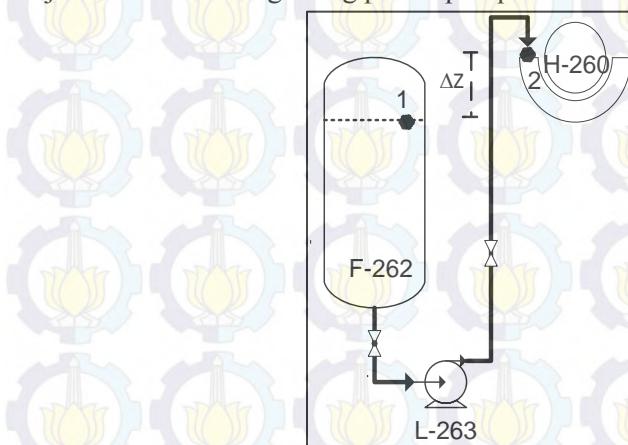
Jumlah : 1 unit

29. Pompa (L-263)

Fungsi : Memompa pulp dari tangki penyimpanan menuju washer 3

Type : Pompa centrifugal

Tujuan : Menghitung power pompa



Komposisi Komponen Masuk :

Komponen	Fraksi mol	kg/jam	s.g	raksi x s.
Selulosa	0.109	9088.01	1.64	0.178
Hemiselulosa	0.036	3029.34	1.64	0.059
Air	0.850	71011.26	1.00	0.850
Air (s)	0.0003	21.21	1.00	0.0003
NaHSO ₃ (s)	0.001	122.52	1.27	0.002
Na ₂ S ₂ O ₄ (s)	0.0000	0.76	1.27	0.0000
C ₁₀ H ₁₁ O ₄ NaS (s)	0.004	294.52	1.27	0.004
Total	1.000	83567.61		1.094

$$\begin{aligned} \text{Rate masuk} &= 83567.61 \text{ kg/jam} \\ &= 184233.15 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{campuran}} &= \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g}) \times \rho_{\text{air pada } 80^\circ\text{C}} \\
 &= 1.09 \times 971.83 \text{ kg/m}^3 \\
 \mu &= 1062.76 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 66.35 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &= 0.00060 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0.00040 \text{ lb/ft s} \\
 \text{Rate fluida, Q} &= 2776.87 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.77 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 346.23 \text{ gpm} \\
 &= 0.02 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen (Nre > 2100)

$$\begin{aligned}
 D_{i_{\text{opt}}} &= 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 &= 5.99 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

Ditetapkan tipe pompa :

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 6.625 \text{ in} = 0.55 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 6.065 \text{ in} = 0.51 \text{ ft}$$

$$A = 0.20 \text{ ft}^2$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

$$\begin{aligned}
 \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik / A} \\
 &= 0.77 / 0.20 \\
 &= 3.85 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= \frac{66.35 \times 3.85 \times 0.51}{0.0004} \\
 &= 319851.26
 \end{aligned}$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)

(Geankoplis, per 3.4-1,hlm 158)

Menentukan Kerja Pompa :

Persamaan Bernoulli :

$$\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = -Ws$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, hlm 103)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2/(2gc)$

$$V_1 = V_2 = \Delta v$$

$$V_1 = \frac{Q_1}{A_1} = \frac{0.77}{94.99} = 0.008 \text{ ft/s}$$

$$V_2 = \frac{Q_2}{A_2} = \frac{0.77}{0.20} = 3.85 \text{ ft/s}$$

$$\Delta v^2 = V_2^2 - V_1^2$$

$$= 3.85^2 - 0.01^2$$

$$\Delta v^2/(2gc) = 1.19$$

* beda tinggi, $\Delta z = 8 \text{ ft}$

* Titik referensi, P_1 = Tekanan pada tangki

$$= 14.50 \text{ psi}$$

P_2 = Tekanan pada washer

$$= 14.50 \text{ psi}$$

$\Delta(P/\rho)$ = 0

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :Digunakan : 4 buah elbow 90°

1 buah globe valve

1 buah gate valve

* friksi dalam 4 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 4 \times kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf = 0.75)$$

$$= \frac{4 \times 0.75 \times 0.8 \times 32.17}{2 \times 0.69}$$

$$= 14.80 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah globe valve (Wide Open) :

$$hf_2 = kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf= 0.75)$$

$$= \frac{0.75}{2} \times \frac{14.80}{x} \times \frac{1}{32.17}$$

$$= 0.17 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah gate valve (wide Open) :

$$hf_3 = kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf= 0.17)$$

$$= \frac{0.17}{2} \times \frac{14.80}{x} \times \frac{1}{32.17}$$

$$= 0.04 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis pers 2.10-17, hlm 99)

* friksi sepanjang pipa :

$$\text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L = 123 \text{ ft}$$

$$= 37.49 \text{ m}$$

Untuk Commercial Steel:

$$\epsilon = 0.000046$$

Maka:

$$\epsilon/D = 0.0002986$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0.0043$$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc$$

$$= \frac{4}{0.51} \times \frac{0.0043}{x} \times \frac{123}{2} \times \frac{x}{32.17} \times \frac{14.80}{x}$$

$$= 0.96 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5, hlm 93)

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0.55$$

$$\begin{aligned} hc &= K_c \times v^2 / 2\alpha g c \\ &= \frac{0.55}{2} \times \frac{x}{1-x} \times \frac{14.797}{32.174} \\ &= 0.126472256 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena expansi :

$$Ke = 1 - \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \ll A_2, \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned} he &= K_{ex} \times v^2 / 2\alpha g c \\ &= \frac{1}{2} \times \frac{x}{1-x} \times \frac{14.80}{32.174} \\ &= 0.23 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + hc + he \\ &= 2.22 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned} -Ws &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf \\ &= 1.19 + 2.5 + 0 + 2.2 = 5.9 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasit} = 346.2 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned} \eta &= 1 - 0.12Q^{-0.27} \\ &= 87\% \end{aligned} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a,hlm 205})$$

$$\begin{aligned} W_p &= (-Ws/\eta) \\ &= \frac{5.90}{0.87} \end{aligned}$$

$$= \frac{6.77}{550} \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Wp} \times \text{m}}{550}$$

$$= \frac{6.77 \times 51.18}{550}$$

$$= 0.63 \text{ hp}$$

dar (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

Effisiensi motor = 80% (*Peters & Timmerhauss, Gb.14-38,hal 521*)

$$\begin{aligned} \text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} &= 0.788 \text{ hp} \\ &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Memompa pulp dari tangki penyimpanan menuju washer 3
Tipe	:	Centrifugal Pump
Kapasitas	:	346.23 gpm
Material case	:	Cast iron
Material rotor	:	Carbon steel
Suction pressure	:	14.50 psi
Discharge pressure	:	14.50 psi
Beda ketinggian	:	4 ft
Ukuran pipa	:	6.6 in OD, sch 40
Power pompa	:	1 hp
Jumlah	:	1 unit

30. *Rotary Vacuum Filter* (H-260)

Fungsi	:	Untuk mencuci pulp yang keluar dari tangki penyimpanan sementara
Tipe	:	<i>Rotary drum filter</i>
Jumlah	:	1 Unit

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 30 °C
- Berat filtrat yang keluar = 275012.61 kg/jam
- Berat cake yang dihasilkan dalam filter = 17474.03 kg/jam
- Densitas cake = 1389.25 kg/m³
- Densitas filtrat = 964.45 kg/m³
- Viskositrat filtrat = 0.00 Pa.s
- Volume filtrat = 285.15 m³/jam
- Massa dry cake = 11875.00 kg/jam
- Konsentrasi padatan masuk filter (Cs) = 41.64 kg/m³ slurry
- Kandungan air pada cake filter = 32.04 %
- Penurunan tekanan = 67 kPa
- Waktu siklus (t) = 5.00 menit 300 s
- Bagian filter yang tercelu = 30 %

Perhitungan :

$$\text{Menghitung Luas Filter} = \frac{V}{A \cdot t_c} = \left(\frac{2 \cdot f \cdot \Delta P}{t_c \cdot \mu \cdot C_s} \right)^{\frac{1}{2}}$$

(Geankoplis, pers. 14.2-24, hlm 917)

$$m = \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa dry cake}} = \frac{17474.03}{11875.00} = 1.47$$

$$C_x = \frac{\text{massa dry cake}}{\text{massa slurry}} = \frac{11875.00}{292486.64} = 0.0406$$

$$C_s = \frac{\rho C_x}{1 - m C_x} = \frac{964.45}{1 - 1.47 \cdot 0.0406} = \frac{964.45}{0.9141}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{V}{tc} &= m(C_x)/(C_s) & = & 41.6 \text{ Kg/m}^3 \text{ slurry} \\
 &= 81.25 \times \frac{0.0406}{41.64} & & (\text{Geankoplis, hlm 918}) \\
 &= 0.08 \text{ m}^3 \text{ filtrat/s} \\
 \alpha &= (4,37 \times 10^9)(-\Delta P)^{0,3} \text{ (Geankoplis, hlm 918)} \\
 \alpha &= (4,37 \times 10^9)(67)^{0,3} \\
 \frac{V}{A tc} &= \left[\frac{7.E+11}{2 \times 0.3 \times 67000} \right]^{1/2} \\
 \frac{0.08}{A} &= \left[\frac{300 \times 0.0009}{7.E+11 \times 42} \right]^{1/2} \\
 A &= 1074.59 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter Filter :

$$A = \pi D H$$

$$H = 2D$$

$$A = \pi D^2 H$$

$$D = \sqrt{\frac{3,39}{2 \times 3,14}}$$

$$= 0.73 \text{ m}$$

$$R = \frac{D}{2}$$

$$= 0.37 \text{ m}$$

$$H = 1.469 \text{ m}$$

Menghitung Waktu Tinggal :

$$t = f \times tc$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.3 \times 300 \\
 &= 90 \text{ s}
 \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Putar :

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{f}{tc} \\
 &= \frac{0.300}{5} \\
 &= 0.06 \text{ putaran/menit}
 \end{aligned}$$

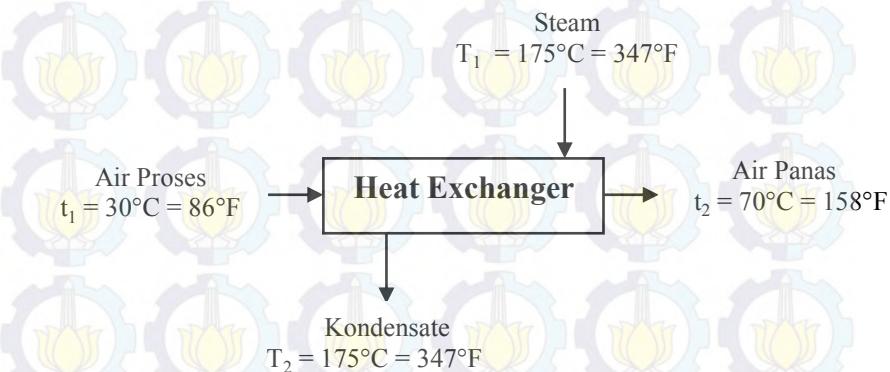
Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk mencuci pulp yang keluar dari tangki penyimpanan semetara	
Tipe	:	Rotary drum filter	
Kapasitas	:	275012.61	kg/jam
Tekanan	:	1	atm
Temperatur	:	30	°C
Berat filtrat yang keluar	:	275012.61	kg/jam
Berat cake yang dihasilkan dalam filter	:	17474.03	kg/jam
Densitas cake	:	1389.25	kg/m ³
Densitas filtrat	:	964.45	kg/m ³
Viskositatis filtrat	:	0.000646	Pa.s
Volume filtrat	:	285.15	m ³ /jam
Massa dry cake	:	11875.00	kg/jam
Konsentrasi padatan masuk filter (Cs)	:	41.64	g/m ³ slurr
Kandungan air pada cake filter	:	32.04	%
Penurunan tekanan	:	67	kPa
Waktu siklus (t)	:	5 menit	300 s
Bagian filter yang tercel	:	30	%

Luas filter	:	1074.59	m^2
Diameter filter	:	0.73	m
Tinggi filter	:	1.47	m
Waktu tinggal	:	90	s
Kecepatan putaran	:	0.06	putaran/menit
Jumlah	:	1	unit

31. Heat Exchanger (E-264)

- Fungsi : Untuk menaikkan suhu air proses dari 30°C menjadi 70°C
 Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*



Diketahui :

Fluida Panas		Fluida Dingin	
Nama	Steam	Nama	Air Proses
Aliran Massa (lb/jam)	39987.61	Aliran Massa (lb/ja	460582.89
Temp Masuk (T_1)	347°F	Temp Masuk (t_1)	86°F
Temp Keluar (T_2)	347°F	Temp Keluar (t_2)	158°F

- ΔP yang diijinkan : 10 psi
 fouling factor (R_d) fluida panas : 0.001 (Kern,table 12)

fouling factor (R_d) fluida dingin	:	0.002	(Kern,table 12)
Total dirt factor (R_d)	:	0.003	

1. Heat Balance

Air Proses

$$\begin{aligned} Q &= m \cdot c_p \cdot \Delta t \\ &= 460582.89 \times 0.999 \times (158-86) \\ &= 33128805.77 \text{ btu/hr} \end{aligned}$$

Steam

$$\begin{aligned} Q &= m \times \lambda \\ &= 39987.607 \times 20.24 \\ &= 809353.21 \text{ btu/hr} \end{aligned}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.
347°F	Higher Temp	158°F	189°F
347°F	Lower Temp	86°F	261°F
0°F	Differences	72°F	72°F

Ketika $R=0$, maka $\Delta t = \text{LMTD}$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= 223.07 \text{ °F} \end{aligned}$$

3. Caloric Temperature

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{347 + 347}{2} \\ t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 158}{2} = 122 \text{ °F} \end{aligned}$$

Fluida Panas : Tube Side, Steam**4. Flow Area**

$$\begin{aligned}
 a't &= 0.334 \text{ in}^2 \\
 at &= Nt \times a't / 144n \\
 &= 224 \times 0.334 / 144 \times 2 \\
 &= 0.26 \text{ ft}^2
 \end{aligned}
 \quad (\text{Kern,table 10})$$

5. Gt (untuk pressure drop)=W/at

$$\begin{aligned}
 Gt &= W/at \\
 &= 39987.61 / 0.26 \\
 &= 153930.05 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}
 \end{aligned}$$

6. At Tc = 347 °F

$$\begin{aligned}
 \mu_{\text{steam}} &= 0.015 \text{ cp} && (\text{Kern,figure 15}) \\
 \mu_{\text{steam}} &= 0.04 \text{ lb/(ft)(hr)} \\
 D &= 0.65 \\
 D &= 0.05 \text{ ft} \\
 Ret &= DGt/\mu \\
 &= 0.05 \times 153930.1 / 0.04 \\
 &= 230483.73
 \end{aligned}$$

Ret untuk pressure drop

9. Kondensasi Steam

$$h_{io} = 1500 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$$

$$10. t_w^* = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$\begin{aligned}
 &= 122 + \frac{1500}{1500 + 661.83} (347-122) \\
 &= 278.12 \text{ }^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

Fluida Dingin : Shell Side, Air Proses**4'. Flow Area**

as = (area of shell)-(area of tubes)

$$\begin{aligned}
 &= 1/144 \times (\pi \times ID^2/4) - (Nt \times \pi \times OD^2/4) \\
 &= 1/144 \times (\pi \times 17.25^{2/4}) - (224 \times \pi \times 0.75^{2/4}) \\
 &= 0.94 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5'. Gs

Gs = W/as

$$\begin{aligned}
 &= 460582.89 / 0.94 \\
 &= 492468.28 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}
 \end{aligned}$$

6'. At $tc=122^{\circ}\text{F}$, $\mu = 2\mu_{\text{water}}$

$\mu_{\text{air}} = 0.60 \text{ cp}$

(Kern,figure 14)

$\mu_{\text{air}} = 1.45 \text{ (lb/(ft)(hr)}$

$De = 4as/(\text{wetted perimeter})$

$De = 4as/(Nt \times \pi \times OD/12)$

$= 0.09 \text{ ft}$

$Re_s = De Gs/\mu$

$= 28873.872$

7'. $jH = 96$

(Kern,figure 24)

8'. $tc=122^{\circ}\text{F}$

$k = 0.37 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{ft})$

(Kern,table 4)

$c = 1 \text{ BTU}/(\text{lb})(^{\circ}\text{F})$

(Kern,figure 2)

$(c\mu/k)^{1/3} = 1.57$

9'. h_o

$h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \varphi_s$

$\frac{h_o}{\varphi_s} = 661.83$

11'. At $t_w = 278.12^{\circ}\text{F}$, $\mu_w = 2\mu_{\text{water}}$

$$\begin{aligned}\mu_w &= 2 \times 0.16 \times 2.4191 \\ &= 0.77 \text{ lb/(ft)(hr)}\end{aligned}\quad (\text{Kern,figure 14})$$

$$\begin{aligned}\varphi_s &= (\mu/\mu_w)^{0.14} \\ &= 1.09\end{aligned}$$

12'. Corrected Coefficient, h_o

$$\begin{aligned}h_o &= (h_o / \varphi_s) \times \varphi_s \\ &= 722.72 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F/ft})\end{aligned}$$

13. Koefisien Keseluruhan, U_c :

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ U_c &= 487.72 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F/ft})\end{aligned}$$

14. Desain Keseluruhan, U_D :

$$a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Kern,table 10})$$

$$\begin{aligned}A &= Nt \times BWG \times a'' \\ &= 224 \times 180'' \times 0.1963 \\ &= 791.48 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}U_D &= Q / (A \cdot \Delta t) \\ &= 187.64 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F})\end{aligned}$$

15. Rd

$$\begin{aligned}R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_d} \\ &= 0.0033 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)/BTU}\end{aligned}$$

Pressure Drop Tube**1. Specific volume**

$$v = 3.46 \text{ lb/ft}^3$$

(Kern,table 7)

$$s = (1/3.46)/62.5$$

$$= 0.005$$

$$Ret = 230483.73$$

$$f = 0.00015$$

(Kern,figure 26)

2. ΔP_t

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \times \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s \varphi_t}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{0.00015 \times 18930.05^2 \times 18 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.05 \times 0.05 \times 1}$$

$$= 4.33 \text{ psi}$$

Pressure Drop Shell**1'. S**

$$s = 1 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

(Kern,table 6)

2'. De'

$$De' = 4 \times \text{flow area}/\text{frictional wetted perimeter}$$

$$= 4 \times \pi \times (D_e / 2) \times (D_e / 2) / (N_t \times 3.14 \times OD / 12 + 3.14 \times ID / 12)$$

$$= 0.077 \text{ ft}$$

$$Re's = De' \cdot G_s / \mu$$

$$= 26185.21$$

$$f = 0.00024$$

(Kern,figure 26)

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \times \frac{f G_s^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_e' s \varphi_s}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{0.00024 \times 42468.28^2 \times 18 \times 2}{5.22 \times 10^1 \times 0.077 \times 1 \times 10^9}$$

$$= 0.238 \text{ psi}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Untuk menaikkan suhu air proses dari 30°C menjadi 70°C

Type : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Shell Side :

Inside Diameter : 17.25 in

Passes : 1

Tube Side :

Number : 224

Outside Diameter : 3/4 in

BWG : 18 BWG

Pitch : 15/16 in triangular pitch

Passes : 2

32. Tangki Pengenceran (M-311)

Fungsi : Untuk mengencerkan bubur pulp dengan proses penambahan air

Type : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 31.21°C

Perhitungan :**Bahan Masuk :**

Komponen	Fraksi m	Berat (kg/jam)	s.g	fraksi x s.g
Selulosa	0.026	8906.25	1.60	0.04

Hemiselulosa	0.009	2968.75	1.60	0.01
Air pada serat	0.017	5599.03	1.00	0.02
Air proses	0.948	321811.68	1.00	0.95
Total	1.000	339285.71		1.02

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{campuran}} &= \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g}) \times \rho_{\text{air pada } 72.66^{\circ}\text{C}} \\
 &= 1.02 \times 976.22 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 996.72 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 62.22 \text{ lb/cuft} \\
 \mu_{\text{campuran}} &= 0.00065 \text{ kg/ms} \\
 &= 0.65 \text{ cp} \\
 \text{Rate Massa} &= 339285.71 \text{ kg/jam} \\
 &= 747989.29 \text{ lb/jam} \quad (1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb}) \\
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{747989.29}{62.22} \text{ lb/jam} \\
 &= 12021.10 \text{ cuft/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi :} \quad \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ jam} \\
 \text{Volume larutan} &= 75\% \text{ volume tangki} \\
 \text{Volume Larutan} &= \text{Rate Volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 12021.10 \times 1 \\
 &= 12021.10 \text{ cuft} \\
 \text{Volume Tangki} &= \frac{\text{Volume Larutan}}{75\%} \\
 &= 16028.13 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= 1/4 \pi (D^2) H \\
 16028.13 &= 1/4 \pi (D^2) 4D \\
 D &= 17.22 \text{ ft} \\
 D &\approx 18 \text{ ft} = 216 \text{ in} \\
 H &= 72 \text{ ft} = 864 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana :
 t_{\min} = tebal shell minimum; in
 P = tekanan tangki; psi
 r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)
 C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
 E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
 f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= P_{\text{hidrostatis}} \\ P_{\text{hidrostatis}} &= \frac{\rho \times H}{144} = 31.11 \text{ psi} \end{aligned}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P total untuk faktor keamanan.

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatis}} \\ &= 31.11 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\ &= 34.22 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 216 = 108 \text{ in}$$

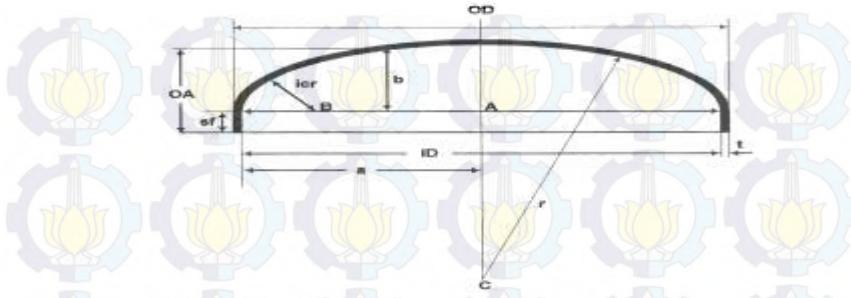
$$\begin{aligned} t_{\min} &= \frac{34.22 \times 108}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 34.22)} + 0.125 \\ &= 0.49 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1/2 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2t = 217 \text{ in}$$

$$\text{Distandartkan menurut ASME, OD} = 228 \text{ in}$$

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} icr &= 13 \frac{3}{4} \\ r &= 180 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 34.22 \times 180}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 34.22)} + 0.125$$

$$th = 0.65 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } \frac{3}{4} \text{ in})$$

$$OD = 228 \text{ in} = 19 \text{ ft}$$

$$ID = OD \text{ tangki} - 2th$$

$$\text{tutup} = 226.5 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 113.25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 166.25 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= 99.50 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 133.18713 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - AC$$

$$= 46.812867 \text{ in}$$

$$OA = ts + b + sf$$

$$= 49.06 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki} &= H + 2OA \\ &= 864 + 2 \times 49.06 \\ &= 962.13 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 3/4 in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{13.75}{228} = 0.060307 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : V = volume, ft³

Di = diameter, in

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 493.81 \text{ ft}^3$$

$$= 150.51 \text{ m}^3$$

Untuk tebal dan ukuran pada dishead memiliki nilai yang sama dengan head.

Perhitungan sistem pengaduk :

Dipakai jenis pengaduk tipe propeller dengan 4 baffles

(Geankoplis-Table 3.4-1)

$$\begin{aligned} \frac{D_a}{D_t} &= \frac{1}{3} ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} ; \quad \frac{C}{D_t} = \frac{1}{3} ; \\ \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12} \end{aligned}$$

Dimana :

Dt	=	diameter tangki	(ft)
Da	=	diameter pengaduk	(ft)
W	=	lebar pengaduk	(ft)
H	=	tinggi larutan	(ft)
L	=	tinggi pengaduk	(ft)
C	=	tinggi pengaduk dari dasar tangki	(ft)
J	=	lebar baffle	(ft)

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 Da &= \frac{18}{3} = 6 \text{ ft} \\
 W &= \frac{6}{5} = 1.20 \text{ ft} \\
 H &= \frac{Dt}{6.00} = \frac{18}{6.00} = 3 \text{ ft} \\
 L &= \frac{4}{4} = 1.50 \text{ ft} \\
 C &= \frac{18}{3} = 6.00 \text{ ft} \\
 J &= \frac{18}{12} = 1.50 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan power pengaduk :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter pengaduk} &= 6.00 \text{ ft} = 1.83 \text{ m} \\
 \text{Kecepatan putaran (N)} &= 60 \text{ rpm} = 72 \text{ in} \\
 &\quad = 1 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho N D_a^2}{\mu} \\
 &= \frac{(996.72)(1)(1.83^2)}{0.00065} \\
 &= 5159375.09
 \end{aligned}$$

$10 < N_{re} < 10.000$, maka aliran tersebut transisi.

Menggunakan curve 5 pada fig 3.4-5, Geankoplis edisi 4 halaman 159, untuk menentukan Power Pengaduk :

$$N_p = 0.38$$

$$\begin{aligned} \text{Power Pengaduk} &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\ &= 7748.44 \text{ W} \\ &= 7.75 \text{ kW} \\ &= 10.39 \text{ hp} \approx 11 \text{ hp} \quad (1 \text{ kW} = 1.341 \text{ hp}) \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Untuk mengencerkan bubur pulp dengan proses penambahan air

Type : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart dishead dilengkapi pengaduk

Dimensi Tangki :

Kapasitas :

16028.13 cuft

Tinggi :

962.13 in

Diameter

- Inside diameter :
- Outside diameter :

216 in

228 in

Tebal Shell :

1/2 in

Tebal tutup atas :

3/4 in

Tebal tutup bawah :

3/4 in

Bahan konstruksi :

Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah :

1 unit

Dimensi Pengaduk :

Jenis pengaduk :

Propeller

Diameter pengaduk :

72 in

Kecepatan putaran :

1 rps

Power motor :

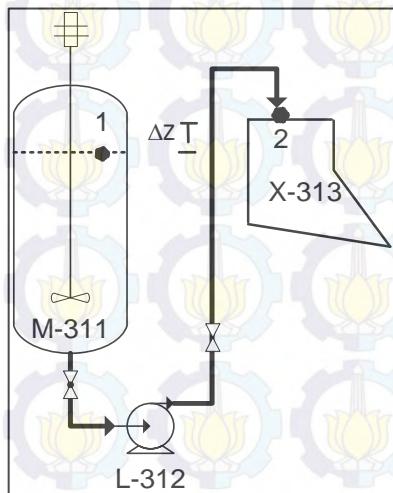
11 hp

Jumlah :

1 unit

33. Pompa (L-312)

- Fungsi : Memompa pulp dari tangki penyimpanan ke headbox
 Type : Pompa centrifugal
 Tujuan : Menghitung power pompa



Komposisi Komponen Masuk :

Komponen	Fraksi mol	kg/jam	s.g	raksi x s.
Selulosa	0.026	8906.25	1.60	0.042
Hemiselulosa	0.009	2968.75	1.60	0.014
Air	0.965	327410.71	1.00	0.965
Total	1.000	339285.71		1.021

$$\begin{aligned} \text{Rate masuk} &= 339285.71 \text{ kg/jam} \\ &= 747989.29 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \Sigma (\text{Fraksi} \times \text{s.g}) \times \rho_{\text{air}} \text{ pada } 80^{\circ}\text{C} \\ &= 1.02 \times 971.83 \text{ kg/m}^3 \\ &= 992.16 \text{ kg/m}^3 \\ &= 61.94 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu = 0.00059 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} &= 0.00039 \text{ lb/ft s} \\ &= 0.586 \text{ cp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida, } Q &= 12076.39 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 3.35 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1505.72 \text{ gpm} \\ &= 0.09 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen (Nre > 2100)

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 6.27 \text{ in} \end{aligned}$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

Ditetapkan tipe pompa :

$$sch = 10$$

$$OD = 6.625 \text{ in} = 0.55 \text{ ft}$$

$$ID = 6.357 \text{ in} = 0.53 \text{ ft}$$

$$A = 0.22 \text{ ft}^2$$

(Timmerhaus, pers 15, hlm 496)

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik / A} \\ &= 3.35 / 0.22 \\ &= 15.23 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{61.94 \times 15.23 \times 0.53}{0.0004} \\ &= 1268810.26 \end{aligned}$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)
(Geankoplis, per 3.4-1,hlm 158)

Menentukan Kerja Pompa :

Persamaan Bernoulli :

$$\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = -Ws$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, hlm 103)

dimana :

$$* \text{ faktor energi kinetik} \quad \Delta v^2 / (2gc)$$

$$V_1 = V_2 = \Delta v$$

$$V_1 = \frac{Q_1}{A_1} = \frac{3.35}{254.34} = 0.013 \text{ ft/s}$$

$$V_2 = \frac{Q_2}{A_2} = \frac{3.35}{0.22} = 15.23 \text{ ft/s}$$

$$\Delta v^2 = V_2^2 - V_1^2 \\ = 15.23 - 0.01$$

$$\Delta v^2 / (2gc) = 4.73$$

$$* \text{ beda tinggi}, \quad \Delta z = 14 \text{ ft}$$

$$* \text{ Titik referensi, } P_1 = \text{Tekanan pada tangki}$$

$$= 14.70 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan pada headbox}$$

$$= 14.70 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

Digunakan : 4 buah elbow 90°

1 buah globe valve

1 buah gate valve

* friksi dalam 4 buah elbow 90° :

$$hf_1 = \frac{4 \times kf \times v^2 / 2\alpha gc}{(kf= 0.75)} \\ = \frac{4 \times 0.8 \times 231.87}{2 \times 1 \times 32.17} \\ = 10.81 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah globe valve (Wide Open) :

$$hf_2 = kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf= 6)$$

$$= \frac{6 \times 231.87}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 21.62 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis,hlm 99)

* friksi dalam 1 buah gate valve (Wide Open) :

$$hf_3 = kf \times v^2 / 2\alpha g c \quad (kf = 0.17)$$

$$= \frac{0.17 \times 231.87}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 0.61 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis pers 2.10-17, hlm 99)

* friksi sepanjang pipa :

Asumsi panjang pipa total, ΔL = 171 ft
 $= 52.12 \text{ m}$

Untuk Commercial Steel:

$$\epsilon = 0.000046$$

Maka:

$$\epsilon/L = 0.000284883$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0.0039$$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2g c$$

$$= \frac{4 \times 0.0039 \times 171 \times 231.87}{0.53 \times 2 \times 32.17}$$

$$= 18.15 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5, hlm 93)

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 98)

Karena $A_1 >> A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$$K_c = 0.55$$

$$\begin{aligned}
 hc &= kc \times v^2 / 2\alpha gc \\
 &= \frac{0.55}{2} \times \frac{x}{1} \times \frac{231.871}{32.174} \\
 &= 1.981863241 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

* kehilangan karena expansi :

$$Ke = \frac{1}{2} \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15, hlm 98)

$$\text{Karena } A_1 \ll A_2, \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned}
 he &= K_{ex} \times v^2 / 2\alpha gc \\
 &= \frac{1}{2} \times \frac{x}{1} \times \frac{231.87}{32.174} \\
 &= 3.60 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \sum &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + hc + he \\
 &= 56.77 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned}
 -Ws &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf \\
 &= 4.73 + 4.4 + 0 + 56.8 \\
 &= 65.9 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kapasit} = 1506 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned}
 \eta &= 1 - 0.12Q^{0.27} \\
 &= 91\%
 \end{aligned}
 \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a,hlm 205})$$

$$\begin{aligned}
 W_p &= (-Ws/\eta) \\
 &= \frac{65.85}{0.91} \\
 &= 72.09 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$BHP = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0.91}{550} \times 207.77 \\
 &= 0.35 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

dar (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

Effisiensi motor = 80% (*Peters & Timmerhauss, Gb.14-38, hal 521*)

Power actual = BHP / eff. Motor = 0.431 hp

Spesifikasi :

Fungsi	:	Memompa pulp dari tangki penyimpanan menuju headbox
Tipe	:	Centrifugal Pump
Kapasitas	:	1505.72 gpm
Material case	:	Cast iron
Material rotor	:	Carbon steel
Suction pressure	:	14.70 psi
Discharge pressure	:	14.70 psi
Beda ketinggian	:	14 ft
Ukuran pipa	:	6.6 in OD, sch 10
Power pompa	:	0.431 hp
Jumlah	:	1 unit

34. Headbox (X-313)

Fungsi	:	Untuk mendistribusikan fiber (serat bubur pulp) secara merata ke atas wire
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm
	:	Temperatur = 31.21 °C
Type	:	Laju alir massa = 339285.714 kg/jam
	:	Three-Pass Baffle Headbox

Spesifikasi head box, (Britt, 1970) :

- Kecepatan alir roll : 1.5 ft/s

- Diameter roll : 16 in
- Jumlah roll : 3 roll
- Ketebalan roll : 0.25 in
- Kecepatan putar roll : 30 rpm
- Ketinggian headbox : 10 m

Perhitungan :

Jet geometry (v) :

$$\frac{1}{2} mv^2 = mgh$$

$$v = \sqrt{2gh}$$

(Britt,1996)

Dimana :

v :

= Jet geometry (ft/s)

g :

= gravity (ft/s²)

h :

= height of fluida dari open slice (ft)

$$v = \sqrt{2gh}$$

$$v = \sqrt{2 \times 32,174 - 32,81}$$

$$v = 45.95 \text{ ft/s}$$

Spesifikasi :

- | | | |
|----------------------|---|--|
| Fungsi | : | Untuk mendistribusikan fiber (serat bubur pulp) secara merata ke atas wire |
| Type | : | Three-Pass Baffle Headbox |
| Kecepatan alir roll | : | 1.5 ft/s |
| Diameter roll | : | 16 in |
| Jumlah roll | : | 3 roll |
| Ketebalan roll | : | 0.25 in |
| Kecepatan putar roll | : | 30 rpm |
| Ketinggian headbox | : | 10 m |
| Jet Geometry | : | 45.95 ft/s |
| Jumlah | : | 1 unit |

35. Wire Part (X-314)

Fungsi	:	Untuk membentuk bubur pulp menjadi lembaran pulp
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Temperatur = 31.21 °C Laju alir massa = 339285.71 kg/jam
Type	:	Metal Wire
Spesifikasi wire part :		
- Panjang Wire	=	30 m (PT. Riau Andalan Pulp)
- Lebar Wire	=	7.15 m

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk membentuk bubur pulp menjadi lembaran pulp
Type	:	Metal Wire
Panjang Wire	:	30 m
Lebar Wire	:	7.2 m
Jumlah	:	1 unit

36. Rotary Drum Dryer (B-310)

Fungsi	:	Untuk mengeringkan pulp yang keluar dari wire part
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Temperatur = 100 °C Laju alir massa = 339285.714 kg/jam
Jenis	:	Countercurrent Rotary Dryer
Kondisi Operasi :		
- Temperatur steam masuk	=	175 °C
- Temperatur bahan masuk	=	31.21 °C
- Temperatur bahan keluar	=	100 °C

- Laju alir produk	=	339285.71	kg/jam
	=	747989.29	lb/jam
- Jumlah steam yang dibutuhkan	=	449190.03	kg/jam
	=	990284.34	lb/jam
- Q supply	=	912947290.2	kJ/jam
	=	865303670.1	btu/jam
- Densitas campuran (ρ campuran)	=	980.49	kg/m ³
	=	61.21	lb/ft ³
- Densitas steam	=	0.44	kg/m ³
	=	0.03	lb/ft ³
- Volume campuran umpan	=	12220.08	ft ³

Perhitungan Volume Rotary Dryer :

- Faktor kelonggaran	=	8%	
- Volume rotar dryer	=	12220.08	x 1.08

$$= 13197.69 \text{ ft}^3$$

Perhitungan Luas Permukaan Rotary Dryer :

- Temperatur Steam	=	175	°C
	=	347	°F
- Temperatur bahan masuk	=	31.21	°C
	=	88.18	°F
- Temperatur bahan keluar	=	100	°C
	=	212	°F
- Ud (Kern, table 9)	=	300	btu/jam °F ft ²
- LMTD	=	$\frac{(347-212)-(347-88.18)}{\ln \frac{(347-212)}{(347-88.18)}}$	
	=	190.24	°F

- Luas permukaan dryer , A = $\frac{Q}{U_d \times LMTD}$

$$= \frac{865303670.1}{300 \times 190.24}$$

$$= 15.16 \text{ ft}^2$$

Desain Rotary Dryer :

$$Q = \frac{10.98 K_f v^{2/3} \Delta t}{D_m^2} D_s \sqrt{\frac{\rho_t}{\rho_s}}$$
(Perry, 1999)

Dimana :

Q = Laju perpindahan panas (Btu/jam)

Kf = Kondukticitas panas (Btu/(hxft²)(°Fxft))V = Volume dryer (ft³)

Δt = Selisih suhu (°F)

Dm = Diameter medium (ft)

Ds = Diameter nozzle (ft)

Ws = Laju alir umpan masuk (lb/h)

ρs = Densitas bahan (lbm/ft³)ρt = Densitas steam (lbm/ft³)**- Volume Dryer**

$$V_m = \frac{1}{4} \pi D^2 L \quad D : L = 1 : 5 \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$= \frac{5}{4} \pi D^3$$

$$13197.69 = \frac{5}{4} \pi D m^3$$

$$D_m = 14.98 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} L &= 5 \times 14.98 \\ &= 74.91 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari persamaan di atas diperoleh harga D_s :

$$D_s = \frac{Q D_m^2}{10.98 K f v^{2/3} \Delta t \sqrt{\frac{\rho_t}{\rho_s}}}$$

$$D_s = \frac{865303670.1 \times 14.98^2}{10.98 \times 88 \times (13197.69^{2/3}) \times 258.82 \times \sqrt{\frac{61.21}{0.03}}}$$

$$\begin{aligned} D_s &= 0.03 \text{ ft} \\ &= 0.901 \text{ cm} \end{aligned}$$

Menentukan Jumlah Putaran :

$$N = \frac{v}{\pi \times D}$$

Dimana :

v = Kecepatan putaran linier = 30-150 ft/menit

D = Diameter dryer (ft)

Diambil kecepatan putaran linier, $v = 100$ ft/menit

$$\begin{aligned} N &= \frac{100}{\pi \times 14.98} \\ &= 2.13 \text{ rpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Range : } N \times D &= 25-35 \text{ rpm} \\ N \times D &= 31.85 \text{ rpm} \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Perhitungan Waktu Tinggal (*Retention Time*), θ :

$$\theta = \frac{0.23xL}{SxN^{0.9}xD} \quad (\text{Perry,1999})$$

$$\theta = \frac{0.23 \times L^{0.91}}{S \times N^{0.9} \times D}$$

Dimana :

L = Panjang rotary dryer (ft)

N = Rotasi (rpm)

S = Slope (ft/ft)

D = Diameter rotary dryer (ft)

$$\theta = \frac{0.23 \times 74.91}{1 \times 2.13^{0.9} \times 14.98}$$

$\theta = 0.58$ jam

= 35 menit

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk mengeringkan pulp yang keluar dari wire part
Jenis	:	<i>Countercurrent Rotary Dryer</i>
Volume rotary dryer	:	13197.69 ft ³
Luas permukaan dryer	:	15.16 ft ²
Diameter dryer	:	14.98 ft
Panjang dryer	:	74.91 ft
Diameter nozzle	:	0.03 ft
Jumlah putaran	:	2.13 rpm
Waktu tinggal	:	35 menit
Jumlah	:	1 unit

37. Drum Reel (X-315)

Fungsi	:	Untuk menyimpan lembaran pulp dalam bentuk roll
--------	---	---

Konisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm
	:	Temperatur = 30 °C
	=	1558.42 kg/m ³
	=	300000 kg/hari

Perhitungan :

Direncenakan kertas digulung dalam roller dengan berat 500 kg, maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume roller} &= \frac{300000}{1558.42} \text{ kg/m}^3 \\ &= 192.50 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter roller} &= \sqrt[3]{\frac{6000}{3.14 \times 4}} \\ &= 2.48398537 \text{ m} \approx 3 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi roller} = \text{Diameter roller} = 3 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Banyak roller yang digunakan} &= \frac{300000}{500} \text{ kg} \\ &= 600 \text{ roller} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gudang terdiri dari 2 unit} &= \frac{600}{2} \\ &= 300 \text{ roller} \end{aligned}$$

Direncenakan roller disusun 19 unit ke depan dan ke kanan, maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah roller dalam 1 kolom} &= \frac{300}{19 \times 19} \\ &= 8.31024931 \approx 9 \text{ roller} \end{aligned}$$

Sehingga ukuran gudang yang digunakan :

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

$$\text{Tinggi gudang (t)} = (1+0.2) \times 9 \times 3$$

$$\text{Panjang gudang (p)} = 32.4 \text{ m} \approx 33 \text{ m}$$

$$\text{Lebar gudang (l)} = (1+0.2) \times 19 \times 3$$

$$68.40 \text{ m} \approx 69 \text{ m}$$

$$68.40 \text{ m} \approx 69 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Untuk menyimpan lembaran pulp dalam bentuk roll

Dimensi Roller :

Volume	:	192.502663	m^3
Diameter	:	3	m
Tinggi	:	3	m
Jumlah	:	600	roller

Dimensi Gudang :

Tinggi	:	33	m
Panjang	:	69	m
Lebar	:	69	m
Jumlah	:	2	buah