

**PRA RANCANGAN PABRIK GASIFIKASI
BIOMASSA DARI CANGKANG SAWIT MENJADI
LISTRIK DENGAN KAPASITAS 20 MW**

TUGAS AKHIR

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Cipta Bestari

Nama : Juniati

No. Mhs : 14521307

No. Mhs : 14521338

**Konsentrasi Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**

2020

**PRA RANCANGAN PABRIK GASIFIKASI
BIOMASSA DARI CANGKANG SAWIT MENJADI
LISTRIK DENGAN KAPASITAS 20 MW**

TUGAS AKHIR

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Cipta Bestari

Nama : Juniati

No. Mhs : 14521307

No. Mhs : 14521338

**Konsentrasi Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
2020**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK GASIFIKASI BIOMASSA
DARI CANGKANG SAWIT MENJADI LISTRIK
DENGAN KAPASITAS 20 MW**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama	: Cipta Bestari	Nama	: Juniati
NIM	: 14521307	NIM	: 14521338

Yogyakarta, November 2019

Menyatakan bahwa seluruh hasil perancangan pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda tangan,

Cipta Bestari
NIM. 14521307



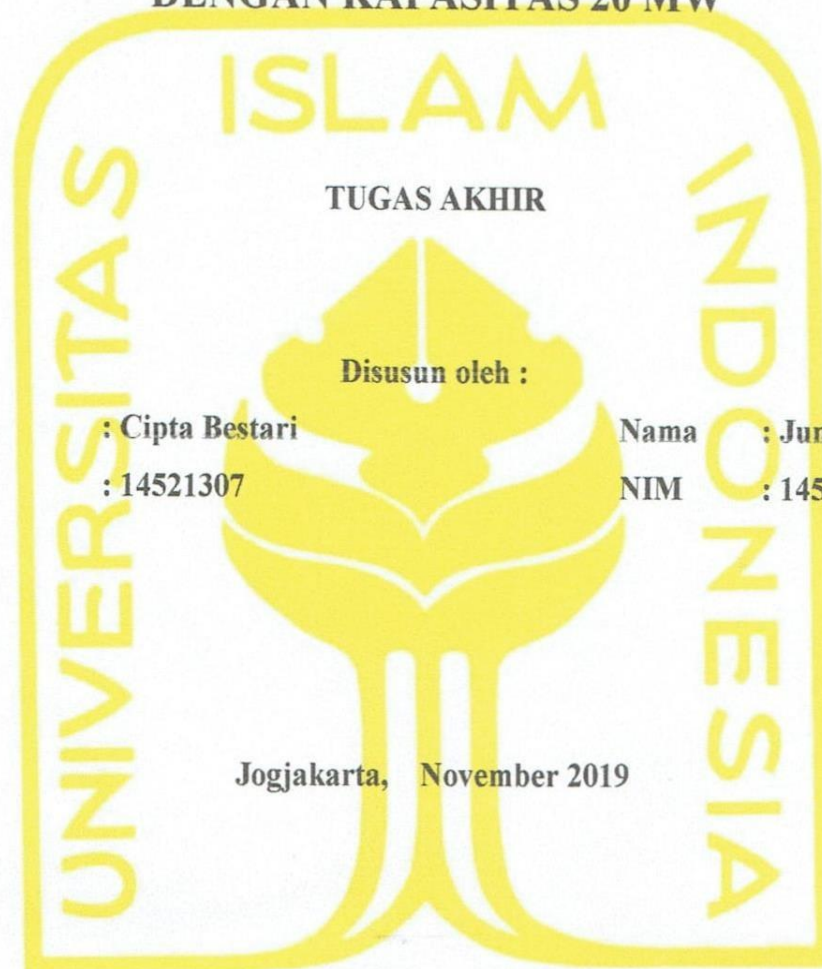
Tanda tangan,

Juniati
NIM. 14521338



LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK GASIFIKASI BIOMASSA
DARI CANGKANG SAWIT MENJADI LISTRIK
DENGAN KAPASITAS 20 MW**



Dosen Pembimbing I

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.

Dosen Pembimbing II

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
GASIFIKASI BIOMASSA DARI CANGKANG SAWIT MENJADI LISTRIK
DENGAN KAPASITAS 20 MW

TUGAS AKHIR

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 31 Desember 2021

Tim Penguji

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.

Ketua

Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

Anggota I

Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T., M.Eng.

Anggota II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR



Alhamdulillahirabbil'alamin, puji syukur kepada Allah SWT atas rahmat dan karunia, kesehatan, dan kesempatan yang telah diberikan sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik. Shalawat serta salam kita haturkan kepada Rasulullah SAW yang telah membawa kita dari zaman jahiliyah menuju zaman terang benderang.

Tugas prarancangan pabrik kimia merupakan tugas akhir yang harus diselesaikan oleh setiap mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia sebagai prasyarat untuk menyelesaikan jenjang studi sarjana. Dengan tugas ini diharapkan kemampuan penalaran dan penerapan teori-teori yang telah diperoleh selama kuliah dapat berkembang dan dapat bermanfaat dengan baik.

Judul tugas akhir ini adalah Prarancangan Pabrik Gasifikasi Biomassa dari Cangkang Sawit Menjadi Listrik dengan Kapasitas 20 MW. Adanya prarancangan pabrik ini diharapkan dapat memperkaya alternatif industri masa depan bagi Indonesia.

Dalam kesempatan ini penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada:

1. Kedua orang tua kami yang telah senantiasa memberikan dukungan baik secara materil maupun spiritual.
2. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FTI-UII.

3. Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc. dan Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T.,M.Sc. selaku dosen pembimbing I dan dosen pembimbing II yang telah memberikan pengarahannya dan bimbingan selama penulisan tugas akhir ini.
4. Teman-teman jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan dukungan kepada kami.
5. Semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan tugas akhir ini.

Segala kebaikan dan bantuan yang telah diberikan kepada penulis, semoga Allah SWT berkenan melimpahkan rahmat-Nya. Aamiin. Penulis menyadari bahwa tugas akhir pra-rancangan pabrik ini masih jauh dari kesempurnaan dengan segala keterbatasan dan kekurangan yang terdapat di dalamnya, semoga karya ini bisa dikembangkan dan dapat memberikan manfaat bagi semua pihak yang membacanya.

Yogyakarta, November 2019

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL..Error! Bookmark not defined.	
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	Error! Bookmark not defined.
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR.....	xi
ABSTRAK.....	xii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Tinjauan Pustaka	5
<i>1.2.1 Teknologi Gasifikasi</i>	<i>5</i>
<i>1.2.2 Jenis-jenis Alat Gasifikasi.....</i>	<i>7</i>
<i>1.2.3 Biomassa.....</i>	<i>17</i>
<i>1.2.4 Kegunaan Produk.....</i>	<i>22</i>
<i>1.2.5 Sifat Fisika dan Sifat Kimia Senyawa Terlibat</i>	<i>22</i>
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	28
2.1 Spesifikasi Produk.....	28
<i>2.1.1 Produser Gas</i>	<i>28</i>
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	30
<i>2.2.1 Cangkang Sawit.....</i>	<i>30</i>
2.3 Pengendalian Kualitas	31
<i>2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku</i>	<i>31</i>
<i>2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk</i>	<i>32</i>
<i>2.3.3 Pengendalian Kualitas Proses.....</i>	<i>33</i>

BAB III	PERANCANGAN PROSES	35
3.1	Uraian Proses.....	35
	3.1.1 <i>Tahap Persiapan Bahan Baku</i>	35
	3.1.2 <i>Proses Gasifikasi</i>	35
3.2	Spesifikasi Alat/Mesin Produk.....	36
3.3	Perencanaan Produksi	42
BAB IV	PERANCANGAN PABRIK	44
4.1	Lokasi Pabrik	44
4.2	Tata Letak Pabrik	45
4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses.....	48
4.4	Alir Proses dan Material	51
	4.4.1 <i>Neraca Massa Kualitatif</i>	52
	4.4.2 <i>Neraca Massa Kuantitatif</i>	53
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	54
	4.5.1 <i>Unit Penyediaan dan Pengolahan Air</i>	54
	4.5.2 <i>Unit Pembangkit Listrik</i>	60
4.6	Organisasi Perusahaan	61
	4.6.1 <i>Bentuk Perusahaan</i>	61
	4.6.2 <i>Struktur Organisasi</i>	63
	4.6.3 <i>Tugas dan Wewenang</i>	65
	4.6.4 <i>Pembagian Jam Kerja Karyawan</i>	74
	4.6.5 <i>Status Karyawan dan Sistem Upah</i>	76
	4.6.6 <i>Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji</i>	77
4.7	Evaluasi Ekonomi.....	81
	4.7.1 <i>Perhitungan Biaya</i>	82
	4.7.2 <i>Analisa Kelayakan</i>	89

BAB V PENUTUP.....	94
5.1 Kesimpulan	94
5.2 Saran.....	95

DAFTAR PUSTAKA	96
-----------------------------	-----------

LAMPIRAN – LAMPIRAN

LAMPIRAN A. PERHITUNGAN ALAT

LAMPIRAN B. PERHITUNGAN UTILITAS

LAMPIRAN C. PERHITUNGAN EKONOMI

LAMPIRAN D. PEFD



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Provinsi Produksi Kelapa Sawit di Indonesia Tahun 2012	3
Tabel 1.2 Produksi Kelapa Sawit di Aceh.....	4
Tabel 1.3 Parameter Kerja Alat Gasifikasi.....	14
Tabel 1.4 Karakteristik Limbah Pertanian dan Perkebunan untuk Gasifikasi (nilai kalor atas dasar biomassa kering udara)	19
Tabel 1.5 Sifat Fisika Produser Gas	25
Tabel 1.6 Komposisi Produser Gas (kayu) Beberapa Jenis Reaktor Gasifikasi.....	26
Tabel 1.7 Komponen Kimia Tar Biomassa sebagai Fungsi Suhu Reaksi	27
Tabel 2.1 Komposisi Produser Gas (% volume)	28
Tabel 2.2 Ko mpo sisi i (% Berat)	30
Tabel 2.3 Analisa Ultimate (% Berat).....	31
Tabel 2.4 Analisa Proximate (% Berat).....	31
Tabel 4.1 Jadwal Pembagian Kelompok Shift.....	76
Tabel 4.2 Jabatan dan Keahlian.....	77

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 <i>Crossdraft Gasifier</i>	8
Gambar 1.2 <i>Fluidized bed gasifier:(a) Bubbling fluidized bed gasifier dan (b) Circulating fluidized bed gasifier</i>	9
Gambar 1.3 <i>Entrained Flow Gasifier: (a) Side-Feed Entrained Flow Reactor dan (b) Top Feed Entrained Flow Reactor</i>	10
Gambar 1.4 Reaktor Gasifikasi <i>Updraft</i>	11
Gambar 1.5 Reaktor Gasifikasi <i>Downdraft</i>	13
Gambar 1.6 Konversi Biomassa	18
Gambar 1.7 Komponen Biomassa.....	21
Gambar 1.8 Skema Konversi Produser Gas	23
Gambar 1.9 Cangkang Sawit.....	24
Gambar 1.10 Buah Kelapa Sawit	24
Gambar 4.1 Sketsa Tata Letak Pabrik.....	48
Gambar 4.2 Sketsa Tata Letak Alat Proses	50
Gambar 4.3 Grafik Analisa Kelayakan	94

ABSTRAK

Penggunaan dan pemanfaatan limbah biomassa berupa cangkang sawit salah satunya dapat dilakukan dengan mengkonversi cangkang sawit menjadi energi gas produser melalui proses gasifikasi. Gas produser tersebut dimanfaatkan sebagai substitusi bahan bakar mesin diesel-genset untuk produksi listrik keperluan rumah tangga di daerah sekitar pabrik. Dari kebutuhan konsumen, maka dirancang pabrik gasifikasi dari cangkang sawit menjadi listrik dengan kapasitas 20 MW.

Gasifikasi biomassa adalah reaksi kimia pada temperatur 800 - 1200 °C antara biomassa dengan media penggasifikasi sebesar 20% - 30% dari kebutuhan stoikiometri pembakaran sempurna. Proses gasifikasi menghasilkan gas produser dan sebagian kecil kandungan partikel padat, abu dan tar. Gas produser akan menjadi bahan bakar mesin diesel-genset untuk produksi listrik dan mensuplai kebutuhan listrik daerah setempat yang belum teraliri listrik PLN karena tempat sulit terjangkau. Tahapan proses meliputi penyiapan bahan baku cangkang sawit, pembentukan gas produser dalam gasifier jenis fluidized bed, pemurnian gas produser, dan pemasukan gas ke mesin diesel-genset. Pemurnian gas produser dilakukan hingga kandungan tar tidak lebih dari 50 - 100 mg/Nm³, kandungan abu maksimum 50 mg/Nm³, ukuran debu tidak lebih dari 10 µm, dan temperatur gas di bawah 40 °C agar tidak mengurangi performansi dan umur mesin diesel-genset.

Pabrik direncanakan berdiri berdekatan dengan PT. Perkebunan Limbah Bakti di daerah Kecamatan Gunung Meriah, Kabupaten Aceh Singkil, Aceh dan berdampingan dengan PLTD sebagai penyedia dan pembangkit utama listrik masyarakat dengan suplai energi dari produser gas. Pabrik beroperasi selama 24 jam per hari. Kebutuhan utilitas meliputi air dan listrik sebesar 170 kWatt.

Bentuk perusahaan adalah PT (Perseroan Terbatas) dengan struktur organisasi line and staff. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan shift dan non shift.

Kata Kunci : Cangkang Sawit, Downdraft *Gasifier*, Produser Gas

ABSTRACT

The use and utilization of biomass waste of palm shells one of which can be done by converting the palm shell into producer gas energy through the gasification process. The producer gas is used as a substitute for diesel-generator engine fuel for the production of household electricity around the factory area. From the needs of consumers, a gasification plant is designed from a palm shell into electricity with a capacity of 20 MW.

Biomass gasification is a chemical reaction at a temperature of 800-1200 °C between biomass and a classification medium of 20% -30% of the stoichiometric requirements of complete combustion. The gasification process produces producer gas and a small portion of solid, ash and tar particles. Producer gas will be used as diesel-generator engine fuel for electricity production and supply local electricity needs that have not yet been electrified by the National Electricity Company (PLN) because it is difficult to reach. The stages of the process include the preparation of raw materials for palm shells and air, the formation of producer gas in a fixed bed down-draft gasifier, the purification of producer gas, and the introduction of gas to the diesel-genset engine. Producer gas purification is carried out until the tar content is not more than 50-100 mg / Nm³, the maximum ash content is 50 mg / Nm³, the dust size is not more than 10 µm, and the gas temperature is below 40 °C so as not to reduce the performance and lifetime of the diesel-genset engine.

The plant is planned to stand close to PT. Perkebunan Limbah Bakti in the District of Gunung Meriah, Aceh Singkil District, Aceh and side by side with the PLTD as the main electricity generator and generator with energy supply from gas producers. The factory operates 24 hours per day. Utility needs include water and electricity of 170 kWatt.

The form of company is a PT (limited partnership) with line and staff organizational structure. Employee work system is based on the division of working hours consisting of shift and non-shift employees.

Keywords: Palm Shell, Downdraft Gasifier, Gas Producer

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Beberapa tahun terakhir, krisis energi merupakan persoalan yang krusial di semua negara. Peningkatan permintaan energi yang disebabkan oleh peningkatan populasi penduduk dan menipisnya sumber cadangan minyak dunia serta permasalahan emisi dari bahan bakar fosil memberi dorongan kepada setiap negara untuk memproduksi dan menggunakan energi terbarukan.

Beragam jenis energi baru terbarukan (EBT) telah dikembangkan di Indonesia, salah satu jenis potensi EBT yang keberadaannya melimpah adalah biomassa. Umumnya biomassa didapatkan dari bagian tanaman yang mengandung senyawa lignoselulosa. Karena Indonesia merupakan negara agraris, maka jenis perkebunan dan pertaniannya sangat beragam, inilah yang menyebabkan melimpahnya biomassa yang dihasilkan di Indonesia. Agar dapat menjadi sumber energi, dapat digunakan dua metode yaitu pembakaran secara langsung ataupun mengubahnya menjadi bahan bakar lainnya melalui fermentasi, gasifikasi, ataupun pirolisa. Mengubah biomassa menjadi bahan bakar lain dinilai lebih menguntungkan dibanding pembakaran secara langsung karena bahan bakar dapat digunakan pada sektor yang lebih luas serta menghasilkan polusi yang lebih sedikit dibandingkan pembakaran secara langsung (*Basu, 2010*).

Untuk itu, dalam upaya untuk mengurangi ketergantungan akan energi fosil di masa yang akan datang, maka perlu dibangunnya pabrik kimia berupa energi tepat guna yang bisa digunakan secara langsung terutama untuk pembangkit listrik sehingga menjadi cikal bakal kemandirian energi Indonesia. Selain itu, karena masih banyaknya kelompok masyarakat yang belum memperoleh fasilitas listrik dikarenakan oleh kendala infrastruktur yaitu lokasi yang terisolasi sehingga menyulitkan pembangunan jaringan PLN. Oleh karena itu, maka didirikan pabrik ini dengan fokus pada pemanfaatan limbah biomassa tradisional dengan sistem gasifikasi menjadi energi gas modern atau disebut gas produser.

1.1.1 Kapasitas Perancangan Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik yang akan dibangun mempertimbangkan 3 hal utama yaitu prediksi kebutuhan energi listrik, ketersediaan bahan baku serta kapasitas minimal pabrik yang telah berdiri.

a. Prediksi Kebutuhan Energi Listrik

Komitmen program pemerintah merealisasikan proyek penyediaan listrik sebesar 35.000 Megawatt (MW) dalam jangka waktu 5 tahun (2014-2019) yang bertujuan untuk memenuhi kebutuhan listrik masyarakat Indonesia dari Sabang – Merauke tentu akan berdampak signifikan bagi pertumbuhan ekonomi di daerah yang suplai listriknya masih kurang atau bahkan belum merasakan listrik karena daerah sulit dijangkau (PLN, 2017). Maka dari itu pabrik ini didirikan untuk menjadi salah satu instrumen realisasi program pemerintah tersebut.

b. Ketersediaan Bahan Baku

Cangkang kelapa sawit (CKS) dan serat kelapa sawit yang merupakan limbah dari kelapa sawit ini tersedia dalam jumlah banyak di Indonesia yang dapat dimanfaatkan secara kontinyu menjadi bahan baku. Dengan kapasitas perancangan pabrik sebesar 20 MW diperlukan bahan baku cangkang sebesar 65.641,0825 ton/tahun. Maka ketersediaan bahan baku dapat diperkirakan dari data produksi kelapa sawit di Indonesia yang dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Provinsi produksi kelapa sawit di Indonesia tahun 2019

Provinsi	Luas Area (ha)	Produksi Kelapa Sawit (ton/th)	Produksi CKS (ton/th)
Sumatra Utara	1.480.000	5.450.000	3.542.500
Riau	2.320.000	7.140.000	4.641.000
Sumatra Selatan	1.070.000	3.040.000	1.976.000
Kalimantan Barat	1.730.000	3.070.000	1.995.500
Kalimantan Tengah	1.340.000	5.760.000	3.744.000

(www.bps.go.id/publication/2019/11/22/statistik-kelapa-sawit-indonesia-2018,

November 2019.)

Pabrik gasifikasi biomassa cangkang sawit ini akan dibangun di Provinsi Aceh, maka berdasarkan data dari Direktorat Jendral Perkebunan dapat dilihat hasil produksi kelapa sawit di Aceh dari tahun ke tahun pada tabel 1.2.

Tabel 1.2 Produksi kelapa sawit di Aceh

Tahun	Jumlah
2016	732.714 ton/th
2017	911.697 ton/th
2018	1.037.402 ton/th
2019	1.081.822 ton/th

(buku Direktorat Jenderal Perkebunan, *Produksi Kelapa Sawit Menurut Provinsi di Indonesia, 2016-2019*)

Salah satu cara pemanfaatan limbah tersebut adalah melalui penerapan teknologi gasifikasi. Teknologi ini mengubah nilai kalor bakar menjadi panas melalui gasifier dan menghasilkan gas bakar yang berpotensi sebagai substitusi parsial bahan bakar solar mesin diesel-genset untuk produksi listrik.

c. Kapasitas Minimal Pabrik yang Telah Berdiri

Salah satu pabrik yang telah mengaplikasikan pabrik produser gas ini untuk diubah menjadi energi listrik adalah PT Clean Power Indonesia (CPI) dan PT Pasadena Engineering. Kapasitas yang mereka gunakan umumnya sekitar 500 kW - 1 MW untuk menghasilkan listrik dari limbah biomassa.

Pabrik Gasifikasi Biomassa dari Cangkang Sawit ini akan berdiri dengan kapasitas sebesar 20 MW.

Dari ketiga kondisi di atas, berdasarkan ketersediaan bahan baku maka kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah sebesar 20 MW. Pabrik ini berdampingan dengan pabrik pengolahan kelapa sawit dengan luas perkebunan ±5000 ha dan hasil produksi kelapa sawit sebesar ±350 ton/hari. Dalam 1 ton kelapa sawit terdapat 65% cangkang yang mana artinya jumlah bahan baku yang tersedia adalah sebanyak 227,5ton/hari(eprints.polsri.aceh.id/1913/3/BAB%20II.pdf).

$$227,5 \frac{\text{ton}}{\text{hari}} \times \frac{365 \text{ hari}}{1 \text{ tahun}} = 83.037,5 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}}$$

Untuk membangun pabrik dengan kapasitas 20 MW setidaknya diperlukan cangkang sawit sebanyak 65.641,0825 ton/th, sedangkan jumlah bahan baku yang dimiliki adalah sebanyak 83.000 ton/th yang mana artinya bahan baku tersedia dalam jumlah yang cukup.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Teknologi Gasifikasi

Teknologi gasifikasi merupakan suatu bentuk peningkatan pendayagunaan energi yang terkandung di dalam bahan biomassa melalui suatu konversi dari bahan padat menjadi gas dengan menggunakan proses degradasi termal material-material organik pada temperatur tinggi di dalam pembakaran yang tidak sempurna. Proses ini berlangsung di dalam suatu alat yang disebut *gasifier*. Alat ini dimasukkan bahan bakar biomassa untuk dibakar di dalam reaktor (ruang bakar) secara tidak sempurna. Dengan kata lain, proses gasifikasi merupakan proses pembakaran parsial bahan baku padat, melibatkan reaksi antara oksigen dengan bahan bakar padat. Uap air dan karbon dioksida hasil pembakaran direduksi menjadi gas yang mudah terbakar yaitu karbon monoksida (CO), hidrogen (H₂) dan methane (CH₄). Gas-gas ini dapat dipakai sebagai pengganti BBM guna berbagai keperluan seperti menggerakkan mesin tenaga penggerak

(diesel atau bensin), yang selanjutnya dapat dimanfaatkan untuk pembangkitan listrik, menggerakkan pompa, mesin giling maupun alat-alat mekanik lainnya.

Gasifikasi adalah suatu proses konversi bahan bakar padat menjadi gas mampu bakar (CO , CH_4 , dan H_2) melalui proses pembakaran dengan suplai udara terbatas (20% - 40% udara stoikiometri). Proses gasifikasi merupakan suatu proses kimia untuk mengubah material berkarbon menjadi gas mampu bakar. Berdasarkan definisi tersebut, bahan bakar yang digunakan untuk proses gasifikasi menggunakan material yang mengandung hidrokarbon seperti batubara, *petcoke* (*petroleum coke*), dan biomassa. Keseluruhan proses gasifikasi terjadi di dalam reaktor gasifikasi yang dikenal dengan nama *gasifier*. Di dalam *gasifier* inilah terjadi suatu proses pemanasan sampai temperatur reaksi tertentu dan selanjutnya bahan bakar tersebut melalui proses pembakaran dengan bereaksi terhadap oksigen yang kemudian dihasilkan gas mampu bakar dan sisa hasil pembakaran lainnya.

Mekanisme reaksi proses gasifikasi terjadi ketika pemanasan awal dalam *gasifier*, biomassa padatan-padatan kecil akan melepaskan zat volatilnya (CO , H_2 , H_2O , C_3H_6), dengan adanya pelepasan gas tersebut maka akan terjadi penyusutan dan menyisakan padatan karbon. Reaksi karbon dengan CO_2 , H_2O , O_2 dan menghasilkan gas H_2 dan CO terjadi di permukaan arang tersebut.

Tahapan reaksi gasifikasi di dalam reaktor gasifier terdiri dari tahap pengeringan, pirolisis, reduksi, dan oksidasi. Tahap pengeringan terjadi akibat pengaruh panas yang terjadi sebagai hasil reaksi oksidasi. Bila temperatur biomassa telah mencapai sekitar 250°C , tahapan pirolisis dimulai. Pada tahapan

ini terjadi perengkahan molekul besar menjadi molekul-molekul kecil akibat pengaruh temperatur tinggi. Proses ini berlangsung sampai temperatur 500°C. Hasil proses pirolisis ini adalah arang, uap air, uap tar, dan gas-gas. Tahap reduksi terjadi pada temperatur diatas 600 °C. Pada tahapan ini arang bereaksi dengan uap air dan karbon dioksida sehingga terbentuk hidrogen dan karbon monoksida sebagai komponen utama gas hasil. Tahap oksidasi terjadi saat sebagian kecil biomassa atau hasil pirolisis dibakar dengan udara sehingga menghasilkan panas yang diperlukan oleh ketiga tahap tersebut di atas. Proses oksidasi (pembakaran) ini dapat mencapai temperatur 1200°C yang berguna untuk proses perengkahan tar lebih lanjut.

1.2.2 Jenis-jenis Alat Gasifikasi

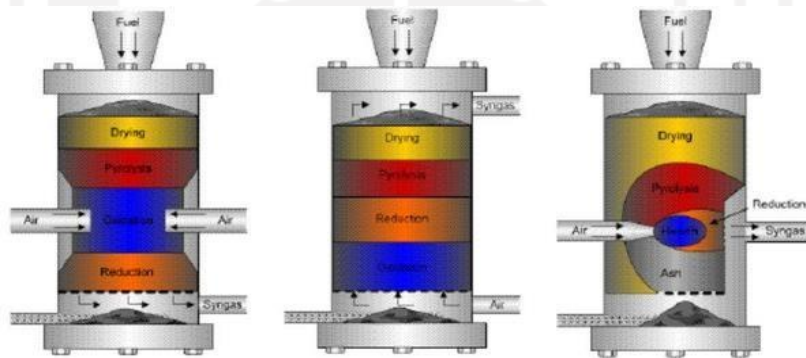
Teknologi gasifikasi yang terus berkembang mengarahkan klasifikasi teknologi sesuai dengan sifat fisik maupun sistem yang berlangsung dalam menciptakan proses gasifikasi. Beberapa kategori alat gasifikasi tersebut antara lain adalah :

Berdasarkan mode fluidisasi, alat gasifikasi dibagi menjadi tiga, yaitu :

1. Gasifikasi Unggun Bergerak (*Moving Bed Gasifier*)

Pada alat gasifikasi ini, umumnya proses memasukkan bahan bakar terjadi dari atas reaktor dan diisi sampai penuh. Setelah proses feeding dilakukan, maka selanjutnya adalah pemberian hembusan oksigen pada bagian bawah reaktor untuk proses oksidasi. Antara bahan bakar dan masuknya udara terdapat sekat pemisah agar udara tidak tertutup sisa pembakaran sehingga dapat terus mengalir. Saat

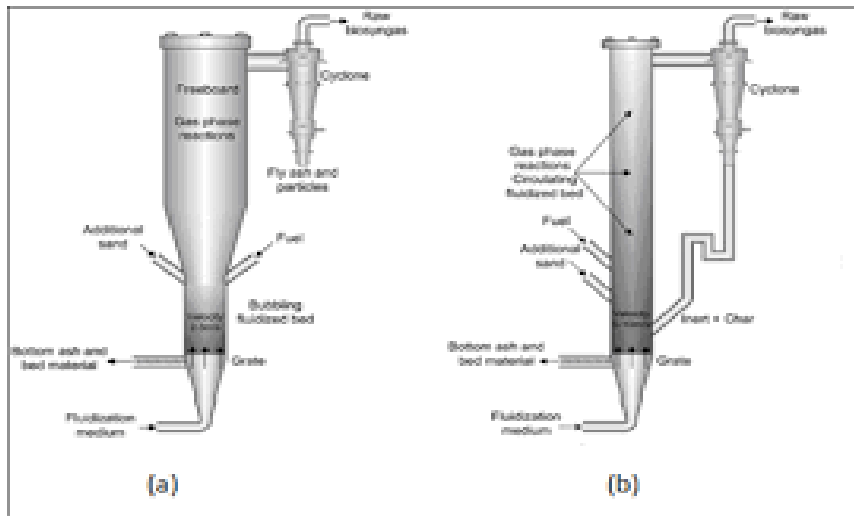
oksidasi terjadi, jumlah bahan bakar di dalam reaktor semakin menipis seiring dengan perubahan fase padatan bahan bakar menjadi gas mampu bakar. Sisa bahan bakar yang tidak menjadi gas akan berubah fase menjadi air maupun tar dan abu dimana air dan tar dapat keluar pada celah atau sambungan pada reaktor dan juga saling mengikat hingga menempel pada dinding reaktor sedangkan abu akan turun ke bawah sebagai akibat dari berat jenis abu dan gaya gravitasi yang mempengaruhinya. Contoh gasifikasi tipe ini adalah gasifikasi *updraft* dan *downdraft*.



Gambar 1.1 *Crossdraft gasifier*

2. Gasifikasi Unggun Terfluidisasi (*Fluidized Bed Gasification*)

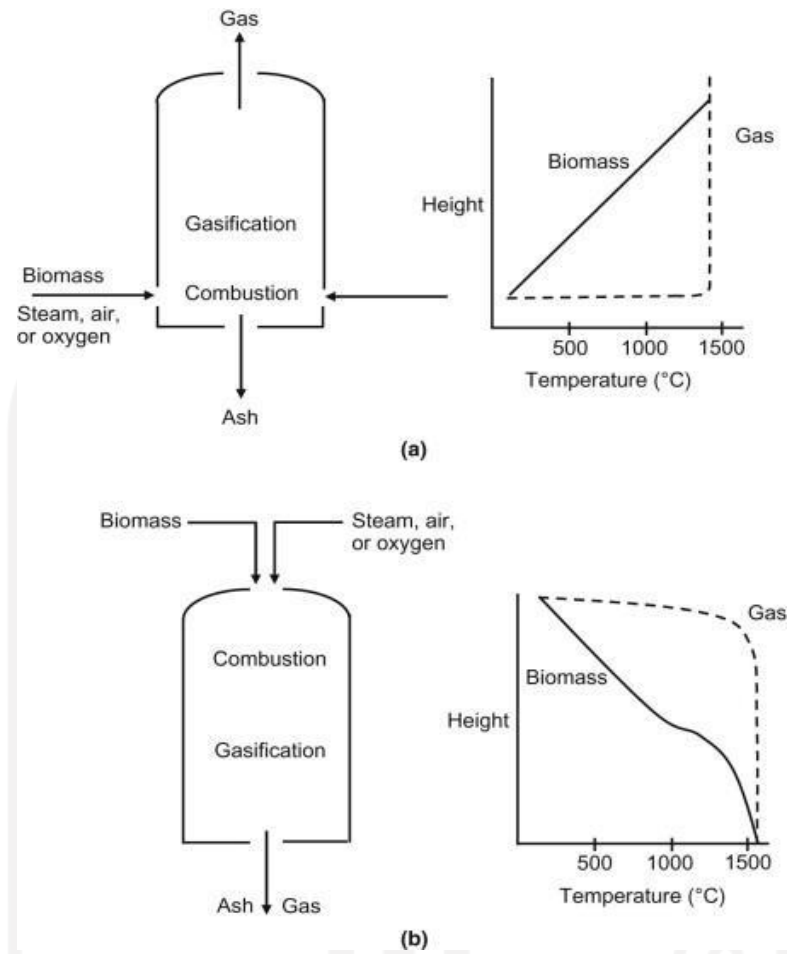
Gasifikasi tipe ini membutuhkan ukuran bahan bakar yang kecil dengan ukuran maksimal adalah 10 mm dengan partikel pemanas yang juga kecil (biasanya pasir). Tujuannya adalah agar bahan bakar dan partikel tersebut dapat mendapatkan panas dengan cepat dan dapat melayang dalam reaktor sehingga dapat terjadi perpindahan panas melalui kontak antara bahan bakar dan partikel pemanas tersebut. Alat gasifikasi ini beroperasi pada temperatur 800-1000°C untuk menghindari pembentukan gumpalan abu.



Gambar 1.2 *Fluidized bed gasifier* : (a) *bubbling fluidized bed gasifier* dan (b) *circulating fluidized bed gasifier*

3. *Entrained Flow Reactor*

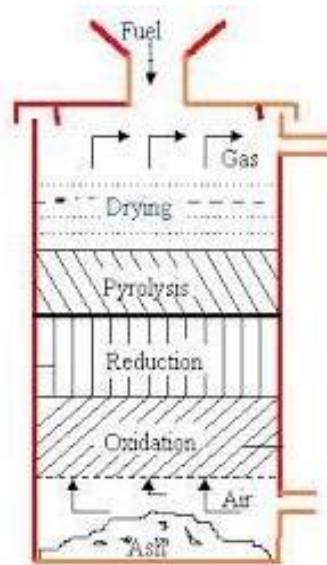
Gasifikasi ini menggunakan siklus gabungan dan memiliki hasil gas yang bersih dengan sedikit tar. Reaktor sistem ini menggunakan temperatur yang cukup tinggi yaitu sekitar 1400°C dengan tekanan 20-70 bar dengan ukuran bahan bakar yang lebih kecil dari gasifikasi unggun terfluidisasi yaitu sekitar kurang dari 75 mikrometer. Bahan bakar dan oksigen serta uap dimasukkan ke dalam reaktor secara bersamaan. Uap dalam sistem ini digunakan untuk member kandungan air pada bahan bakar dalam bentuk bubuk hingga terbentuk bubur agar mudah dimasukkan ke dalam reaktor. Kandungan uap air dalam bahan bakar inilah yang harus dibayar dengan peningkatan konsumsi energi yang besar. Dua jenis reaktor sistem ini diklasifikasikan berdasarkan cara *feeding* bahan bakarnya. Jenis reaktor tersebut adalah dari jenis *side-feed entrained flow reactor* dan *top-feed entrained flow reactor*.



Gambar 1.3 *Entrained flow gasifier*: (a) *side-feed entrained flow reactor* dan (b) *top feed entrained flow reactor*

Arah aliran fluida gas di dalam reaktor gasifikasi menjadi bahan pertimbangan klasifikasi alat gasifikasi berdasarkan arah aliran. Adapun jenis alat gasifikasi tersebut adalah :

1. Gasifikasi *Updraft*

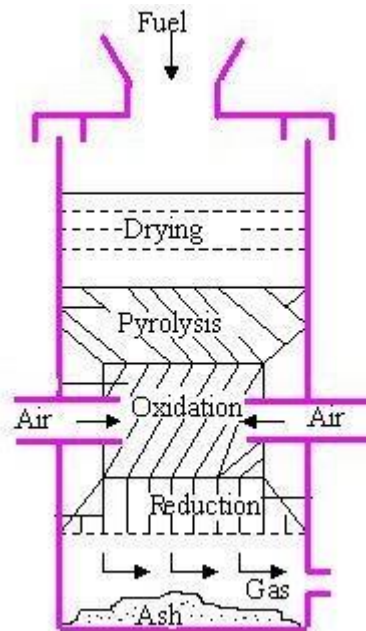


Gambar 1.4 Reaktor gasifikasi *updraft*

Gasifikasi *updraft* merupakan reaktor gasifikasi yang umum digunakan secara luas. Ciri khas dari reaktor gasifikasi ini adalah aliran udara dari *blower* masuk melalui bagian bawah reaktor melalui *grate* sedangkan aliran bahan bakar masuk dari bagian atas reaktor sehingga arah aliran udara dan bahan bakar memiliki prinsip yang berlawanan (*counter current*). Produksi gas dikeluarkan melalui bagian atas dari reaktor sedangkan abu pembakaran jatuh ke bagian bawah gasifier karena pengaruh gaya gravitasi dan berat jenis abu. Di dalam reaktor, terjadi zonafikasi area pembakaran berdasarkan pada distribusi temperatur reaktor gasifikasi. Zona pembakaran terjadi di dekat *grate* yang dilanjutkan dengan zona reduksi yang akan menghasilkan gas dengan temperatur yang tinggi. Gas hasil reaksi tersebut akan bergerak menuju bagian atas dari reaktor yang memiliki temperatur lebih rendah dan gas tersebut akan kontak dengan bahan bakar yang

bergerak turun sehingga terjadi proses pirolisis dan pertukaran panas antara gas dengan temperatur tinggi terhadap bahan bakar yang memiliki temperatur lebih rendah. Panas sensible yang diberikan gas digunakan bahan bakar untuk pemanasan awal dan pengeringan bahan bakar. Kedua proses tersebut yaitu proses pirolisis dan proses pengeringan terjadi pada bagian teratas dari reaktor gasifikasi. Kelebihan dari reaktor gasifikasi *updraft* adalah mekanisme kerja yang dimiliki oleh reaktor tipe ini jauh lebih sederhana dibandingkan dengan tipe yang lain, sedangkan dengan mekanisme kerja yang lebih sederhana tersebut, ternyata tingkat toleransi reaktor terhadap tingkat kekasaran bahan bakar lebih baik. Selain itu jenis reaktor ini memiliki kemampuan untuk mengolah bahan bakar kualitas rendah dengan temperatur gas keluaran relatif rendah dan memiliki efisiensi yang tinggi akibat dari panas gas keluar reaktor memiliki temperatur yang relatif rendah. Sedangkan kelemahan reaktor gasifikasi *updraft* adalah tingkat kadar tar dalam *syngas* hasil reaksi relatif cukup tinggi sehingga mempengaruhi kualitas dari gas yang dihasilkan serta kemampuan muatan reaktor yang relatif rendah.

2. Gasifikasi *Downdraft*



Gambar 1.5 Reaktor gasifikasi *downdraft*

Sistem gasifikasi *downdraft* memiliki sistem yang hampir sama dengan sistem gasifikasi *updraft* yaitu dengan memanfaatkan sistem oksidasi tertutup untuk memperoleh temperatur tinggi. Bahan bakar dalam reaktor gasifikasi *downdraft* dimasukkan dari atas reaktor dan udara dari *blower* dihembuskan dari samping menuju ke zona oksidasi sedangkan *syngas* hasil pembakaran keluar melalui *burner* yang terletak di bawah ruangan bahan bakar sehingga saat awal gas akan mengalir ke atas dan saat volume gas makin meningkat maka *syngas* mencari jalan keluar melalui daerah dengan tekanan yang lebih rendah. Sistem tersebut memiliki maksud agar *syngas* yang terbentuk akan tersaring kembali oleh bahan bakar dan melalui zona pirolisis sehingga tingkat kandungan tar dalam gas dapat dikurangi. Untuk menghindari penyumbatan gas di dalam reaktor, maka

digunakan *blower* hisap untuk menarik *syngas* dan mengalirkannya ke arah *burner*.

Setiap alat gasifikasi memiliki karakteristik tersendiri yang membedakan suatu sistem gasifikasi dengan sistem gasifikasi yang lain. Hasil reaksi dan *syngas* yang dihasilkan dari reaksi gasifikasi tersebut dipengaruhi oleh karakteristik masing-masing alat gasifikasi tersebut. Berikut beberapa contoh tabel yang memperlihatkan sistem operasi dari alat gasifikasi tersebut :

Tabel 1.3 Parameter kerja alat gasifikasi

(werkudarazero6.wordpress.com, 2017)

Parameter	Fixed/Moving Bed	Fluidized Bed	Entrained Bed
Ukuran Umpa	<51mm	<6mm	<0,15mm
Toleransi Kehalusan Partikel	Terbatas	Baik	Sangat baik
Toleransi Kekasaran	Sangat baik	Baik	Buruk

Proses gasifikasi menghasilkan gas yang secara praktis dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar atau sumber bahan kimia. Gas yang dihasilkan dinamakan gas produser, dengan komposisi kimia tipikal 24,9% CO, 11,6% H₂, 12,5% CO₂, 1,8% CH₄, 49,3% N₂, dan sebagian kecil kandungan partikel padat, abu dan tar (Susanto, 2005). Gasifikasi biomassa dapat menghasilkan gas produser dengan nilai kalor bakar sebesar 4100 kJ/Nm³ (Susanto, 2010). Gas ini dapat dimanfaatkan langsung sebagai bahan bakar pada unit pemanas, atau untuk substitusi-parsial BBM *internal combustion engine*. Gas produser dialirkan ke

dalam *internal combustion engine* melalui aliran udara masuk motor dengan sistem pembuangan pipa silang atau sistem injeksi. Sambungan silang sangat sederhana dan murah, sesuai untuk kapasitas rendah. Disamping panas pembakarannya, gas hasil harus memenuhi persyaratan-persyaratan berikut ini agar tidak mengurangi performansi dan umur motor (Affendi, 2010) :

- a. Kandungan tar tidak lebih dari 50-100 mg/Nm³
- b. Kandungan abu maksimum 50 mg/Nm³
- c. Ukuran debu tidak lebih dari 10 μ m
- d. Temperatur gas dibawah 40°C

Kinerja proses gasifikasi dipengaruhi oleh medium-gasifikasi (jenis dan jumlahnya: udara, oksigen, *steam* atau campurannya), kondisi operasi (temperatur dan tekanan), jenis *gasifier* (teknik pengontakan biomassa dengan media penggasifikasi), dan karakteristik biomassa (komposisi C-H-O-abu, kadar air, panas pembakaran, bentuk dan ukuran partikel, massa jenis curah).

Persyaratan teknis umpan *gasifier* yang perlu diperhatikan diantaranya, kadar air biomassa tidak lebih dari 30%, bentuk partikel mendekati bulat atau kubus, ukuran partikel antara 0.5 – 5.0 cm, tidak banyak mengandung zat-zat anorganik, rapat massanya di atas 400 kg/m³.

Salah satu contoh pemanfaatan gasifikasi biomassa menjadi listrik adalah di PT Pertani, Kecamatan Haurgeulis, Kabupaten Indramayu, Jawa Barat. Biomassa berupa sekam padi hasil limbah penggilingan padi di PT Pertani dimanfaatkan sebagai bahan baku proses gasifikasi yang menghasilkan gas produser. Gas produser dimanfaatkan motor diesel sebagai pengganti sebagian solar yang

menggerakkan generator listrik berkapasitas 100 kW. Listrik yang dihasilkan dipergunakan untuk sumber energi mesin pengering gabah dan mesin giling padi. Pemakaian sekam sejumlah sekitar 90 - 100 kg/jam dapat menghemat pemakaian solar tertinggi sebesar 60% (Susanto, 2006).

Biomassa sebagai sumber energi melalui proses gasifikasi juga telah diterapkan di India. Di Chenglepet, Tamil Nadu, India didirikan unit gasifikasi biomassa yang diintegrasikan dengan unit pembangkit tenaga listrik berkapasitas 200 kW dan dilengkapi dengan sistem pendingin gas dan tempat pembuangan abu. Jenis biomassa yang tersedia berupa kayu kandi, kayu pinus, sabut kelapa dan sekam. Energi listrik yang dihasilkan dimanfaatkan sebagai penggerak pompa air bagi keperluan irigasi tetapi harga energi listrik per kWh yang dibangkitkan dari sistem ini masih relatif mahal secara pembangkit listrik konvensional, sehingga proyek tersebut lebih bersifat sosial karena pengoperasiannya masih disubsidi pemerintah (Pranolo, 2009).

Gasifikasi memiliki keunggulan, antara lain:

1. Mampu menghasilkan produk gas yang konsisten yang dapat digunakan sebagai pembangkit listrik.
2. Mampu memproses beragam input bahan bakar termasuk batu bara, minyak berat, biomassa, berbagai macam sampah kota dan lain sebagainya.
3. Mampu mengubah limbah cangkang kelapa sawit yang bernilai rendah menjadi produk yang bernilai lebih tinggi.
4. Mampu mengurangi jumlah limbah cangkang kelapa sawit.
5. Gas yang dihasilkan tidak mengandung furan dan dioxin yang berbahaya.

Maka berdasarkan beberapa keunggulan di atas dipilihlah pabrik pengolahan limbah cangkang kelapa sawit dengan metode gasifikasi dengan produk akhir berupa gas yang kemudian diubah menjadi listrik. Pabrik gasifikasi ini akan menggunakan reaktor gasifikasi *fluidized bed* karena biomassa akan dibakar dalam keadaan terfluidisasi sehingga pembakaran sempurna lebih terjamin dan kemudahan pengendalian operasi. Pemilihan cangkang sawit karena ketersediaannya yang berlimpah serta memiliki nilai kalor tinggi yaitu 12,7 MJ/kg (Dwipramana, 2011).

1.2.3 Biomassa

A. Karakteristik Biomassa

Biomassa merupakan sebuah istilah untuk semua bahan organik yang berasal dari tumbuh-tumbuhan, termasuk limbah tanaman budidaya, *algae* dan juga sampah organik. Biomassa dapat dibedakan dalam tiga kelompok besar, yaitu biomassa kayu, biomassa bukan kayu, dan biomassa sekunder. *Energy Europe Institute* membagi biomassa ke dalam empat kategori yaitu: (i) limbah pertanian, (ii) limbah kehutanan, (iii) tanaman kebun energy, dan (iv) limbah organik.

Biomassa sangat beragam dan berbeda dalam hal sifat kimia, sifat fisis, kadar air, kekuatan mekanis dan sebagainya. Karakteristik utama biomassa terkait dengan proses gasifikasi terdiri dari analisis proksimat (kadar air, abu, *volatile matter*, *fixed carbon*), analisis ultimat (kadar C, H, O, N, dan S), *ash fusion temperature*, sifat mempan gerus, dan *caking/swelling index*.

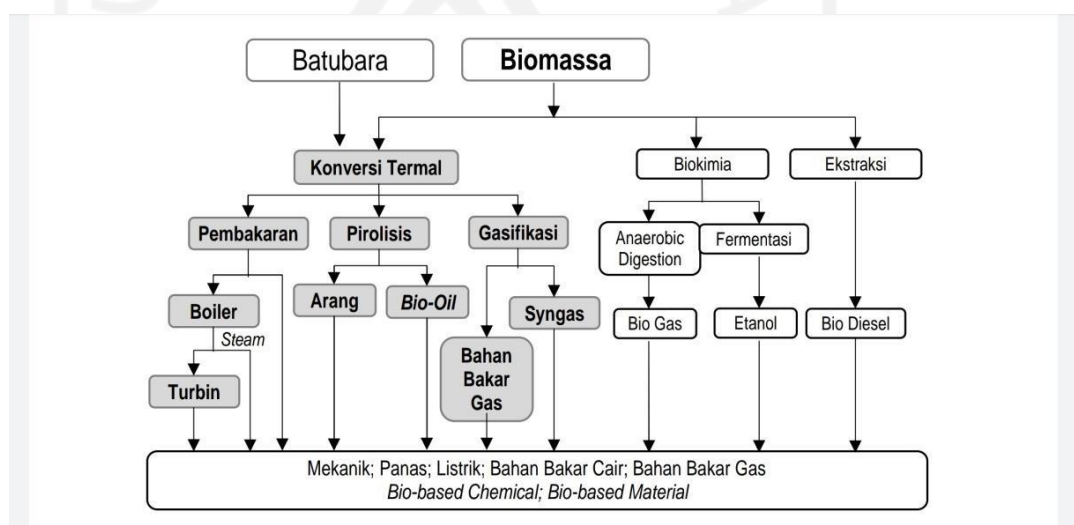
Kadar air dalam biomassa terdiri dari kadar air bebas dan kadar air terikat.

Kadar air bebas akan hilang pada pengeringan dan berubah dengan kelembaban udara. Sedangkan kadar air terikat berada di dalam pori-pori biomassa dan dapat dihilangkan dengan teknik pengeringan.

Abu adalah bahan-bahan anorganik yang masih tersisa setelah biomassa dibakar. Abu terdiri dari terutama: silica, aluminium, besi, kalsium, magnesium, titanium, natrium, dan kalium. Kadar abu akan mempengaruhi biaya penanganan abu pada akhir proses gasifikasi. Bahkan pada beberapa teknologi konversi biomassa kandungan abu ini sangat perlu diperhatikan karena dapat mengganggu proses.

B. Biomassa sebagai Sumber Energi Terbarukan

Biomassa dapat dikonversi menjadi energy melalui tiga alur proses yaitu (Gambar 1.6): termokimia, biokimia dan ekstraksi biji yang mengandung minyak. Alur termokimia atau konversi termal meliputi: pembakaran, gasifikasi, pirolisis, torefaksi dan hidrotermal.



Gambar 1.6 Konversi biomassa

Pembakaran mengubah energy dalam (panas pembakaran) bahan bakar padat menjadi panas. Selain energy panas, pembakaran juga menghasilkan gas cerobong (*flue gas*): CO₂ dan H₂O (uap air). Panas pembakaran selanjutnya dimanfaatkan untuk produksi kukus (*steam*) untuk pemanas proses atau fluida kerja turbin-kukus. Panas hasil pembakaran banyak dimanfaatkan untuk reaksi kimia, misalnya di dalam tungku pemanggangan keramik, kiln semen dan sebagainya.

Proses pirolisis ditujukan semula untuk mendapatkan bahan bakar padat, arang dengan kualitas lebih tinggi dari biomassa asalnya. Hasil degradasi biomassa dalam proses pirolisis juga berupa cairan senyawa organik (tar, hidrokarbon berat dan asam-asam organik), dan gas-gas (CO, CO₂, H₂O, C₂H₂, C₂H₄, C₂H₆, dll). Akhir-akhir ini teknik pirolisis dikembangkan untuk mendapatkan lebih banyak fraksi cair atau fraksi gas.

Tabel 1.4 Karakteristik limbah pertanian dan perkebunan untuk gasifikasi (*nilai kalor atas dasar biomassa kering udara*)

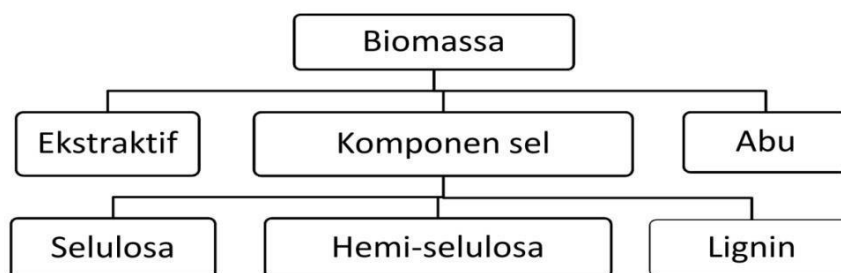
No	Jenis Biomassa	Jumlah	Nilai Kalor kJ/kg	Sifat Proses dalam gasifier
1.	Sekam padi	0,25x gabah	12.800	Sulit digasifikasi
2.	Bonggol jagung	6-8x jagung	14.800	Mudah digasifikasi
3.	Batang singkong	6x singkong	16.350	Agak sulit digasifikasi
4.	Batok kelapa	0,1x buah kelapa		Mudah digasifikasi
5.	Sabut kelapa	0,35x buah kelapa		Dapat digasifikasi

6.	Tandan sawit	1x produk CPO	15.500	Sulit digasifikasi
7.	Cangkang sawit	0,5x CPO	15.200	Dapat digasifikasi
8.	Limbah karet	Penjarangan, peremajaan	22.500	Mudah digasifikasi
9.	Serbuk gergaji	Sisa penebangan	22.500	Mudah digasifikasi
10.	Kayu pinus	Penebangan	16.980	Mudah digasifikasi
11.	Lamtoro-gung	Penebangan		Pohon energy

Persyaratan umpan gasifikasi tersebut di atas, seringkali didekati dengan pengolahan awal biomassa seperti pengeringan, pemotongan *pelletization* atau *granulation*. Biomassa umpan gasifikasi harus tersedia dalam jumlah yang cukup untuk secara kontinyu.

C. Fraksionasi Biomassa

Biomassa merupakan campuran kompleks material organik seperti karbohidrat, lemak, dan protein, serta dengan mineral dalam jumlah yang sedikit seperti natrium, fosfor, kalsium, dan besi. Senyawa utama biomassa adalah selulosa, hemi-selulosa dan lignin (Gambar 1.7).



Gambar 1.7 Komponen biomassa

1. Selulosa

Selulosa merupakan senyawa organik yang paling umum dijumpai di alam. Kandungan selulosa di dalam biomassa sampai 90%, misalnya dalam kapas, dan sampai sekitar 33% dalam sebagian besar tanaman lain.

Selulosa di dalam kayu merupakan komponen utama dengan kadar sekitar 40-44% kering berat. Selulosa adalah penghasil tar selama pirolisis biomassa.

2. Hemiselulosa

Hemiselulosa adalah polimer dari senyawa gula dengan lima atom C. hemiselulosa menempati fraksi biomassa pada rentang 15-35%. Di dalam proses pirolisis, hemiselulosa mengalamidegrasi paling awal dibandingkan terhadap selulosa dan lignin. Hidrolisis hemiselulosa (perebusan sampai temperatur 200°C) dapat menghasilkan gula C5 (arabinosa dll), dan furfural (pelarut dan bahan baku industri).

3. Lignin

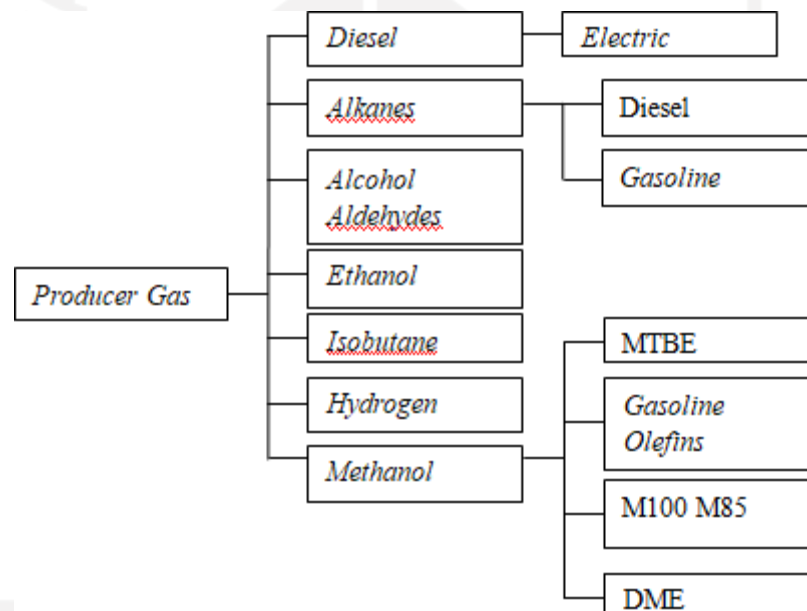
Lignin merupakan makromolekul senyawa dasar fenolik yang merupakan senyawa pengikat dalam struktur biomassa. Salah satu kegunaan lignin adalah lingo-sulfonat, sebuah jenis *surface active agent* yang mungkin dapat dimanfaatkan dalam kestabilan lumpur pengeboran. Penelitian terhadap molekul dasar lignin sedang marak akhir-akhir ini.

Lignin tahan pengaruh termal, jadi degrasi lignin terjadi pada akhir proses pirolisis (350-500°C). degradasi lignin dapat menghasilkan senyawa fenolik yang berbahaya bagi kesehatan, dan komponen tar yang terbawa gas hasil gasifikasi. Tar dan senyawa fenolik dapat mengalami depolimerisasi ketika kontak dengan

udara, yang membentuk deposit dalam saluran gas. Penelitian gasifikasi tidak terlepas dari upaya penyisihan tar dari gas hasil, atau pengurangan seminimum mungkin terbentuk di dalam proses gasifikasi agar tidak terbawa gas hasil.

1.2.4 Kegunaan Produk

Gas produser tidak hanya dapat dikonversi menjadi energi listrik, namun dapat dikonversi menjadi bahan bakar cair dan senyawa kimia menggunakan katalis (Swanson, 2010).



Gambar 1.8 Skema konversi produser gas

1.2.5 Sifat Fisika dan Sifat Kimia Senyawa Terlibat

Cangkang sawit dihasilkan pada proses pemisahan cangkang dan daging buah menggunakan proses hidrocyclone, berbentuk bulat pipih, dengan dimensi 2x1 cm, memiliki kadar air sebesar 12,5% dan mengandung selulosa 32,93%, hemiselulosa 12,03%, lignin 42,85% (Halim,2000), serta *bulk density* sebesar 440 kg/m³ (Puad,2001). Analisa proksimat suatu jenis cangkang sawit menunjukkan

kandungan *volatile* sebesar 67%, *fixed karbon* 21,2%, *moisture* 9,7%, *ash* 2,1% (Hussain,2006) dan analisa ultimat cangkang sawit mengandung karbon 55,35%, hidrogen 6,27%, oksigen 38,01%, nitrogen 0,37%, dan kalor bakar sebesar 12,70 MJ/kg (Puad,2001). Sifat fisika gas hasil gasifikasi dapat dilihat pada Tabel 1.1 (Perry,2008).



Gambar 1.9 Cangkang sawit (indonesian.alibaba.com, 2019)



Gambar 1.10 Buah kelapa sawit (oktapalmoil.com/products/detail, 2019)

Selain menghasilkan gas di atas, proses gasifikasi juga menghasilkan tar. Senyawa tar memiliki titik embun dibawah titik embun gas hasil gasifikasi dan dapat menyebabkan *fouling* pada peralatan pendukung gasifier maupun pada *diesel engine*. Senyawa tar pada umumnya merupakan senyawa nonpolar yang tidak dapat larut dalam air, namun terdapat senyawa tar khusus yang bersifat polar dan dapat larut dalam air, misalnya fenol.

Tabel 1.5 Sifat fisika produser gas

Senyawa	Berat Molekul	Titik Didih (°C)	Temperatur Kritis (°C)	Tekanan Kritis (atm)
CO	28,01	-91,45	-140,2	34,53
H ₂	2,02	-252,60	-229,92	19,58
H ₂ O	18,02	100	374,15	218,31
O ₂	32,00	-182,95	-118,38	50,14
N ₂	28,01	-195,8	-146,96	33,5
CO ₂	44,01	-78,55	30,95	72,74
CH ₄	16,04	-161,52	-82,45	45,8
C ₆ H ₆	78,00	78,11	80,1	289,05

(Milne dkk., 1998)

Jumlah dan komponen penyusun tar hasil pirolisis dan gasifikasi biomassa dipengaruhi oleh jenis dan sifat biomassa (ukuran, kadar air), jenis tipe proses dalam reaktor, dan variabel proses, seperti jumlah oksigen, perbandingan uap-biomassa, tekanan, temperatur gasifikasi dan waktu tinggal. Jika menggunakan

tipe *downdraft gasifier* maka akan banyak menghasilkan tar berupa benzene (C_6H_6) sedangkan jika menggunakan *updraft gasifier* akan banyak menghasilkan tar berupa acetic ($C_2H_4O_2$). Contoh pengaruh jenis *gasifier* terhadap komposisi gas produser dan tingkat kontaminan tersaji pada Tabel 1.4 (Milne dkk., 1998) dan pengaruh temperatur reaksi terhadap komponen penyusun tar dapat dilihat pada Tabel 1.5 (Milne dkk., 1998). Proses gasifikasi unggun tetap tipe *up-draft* menghasilkan jumlah kandungan tar yang lebih banyak dari pada tipe unggun fluidisasi, dan tipe unggun fluidisasi menghasilkan tar dalam jumlah yang lebih banyak dari pada gasifikasi unggun tetap tipe *down-draft*. Hal ini karena tar hasil pirolisis terbawa bersama gas dan kemudian masuk ke daerah gasifikasi dan pembakaran pada temperatur tinggi. Pada daerah ini tar akan terurai. Pada umumnya kandungan tar masing-masing jenis adalah: *up-draft* 150 g/Nm^3 , unggun fluidisasi 10 g/Nm^3 , dan *down-draft* 2 g/Nm^3 (Milne dkk., 1998).

Tabel 1.6 Komposisi produser gas (kayu) beberapa jenis reaktor gasifikasi

	Up Draft	Down Draft	CFB
Kandungan air dalam kayu	50%	16%	15%
Temperatur, °C	800-1400		
Tekanan, atm	Atmosferis		
Komposisi gas produser			
Karbondioksida (CO_2)	10,0%	12,9%	15,0%
Karbon monoksida (CO)	20,0%	18,0%	15,4%
Hidrogen (H_2)	14,0%	14,2%	14,8%
Metana (CH_4)	2,5%	1,9%	4,2%

Nitrogen (N_2 by difference)	53,5%	53,0%	39,6%
Tingkat kontaminan			
Partikel, g/Nm^3	0,1-0,5	0,1-1	20-60
Tar, g/Nm^3	50-150	0,5-2	7-10

Tabel 1.7 Komponen kimia tar biomassa sebagai fungsi suhu reaksi

<i>Flash</i> pirolisis konvensional (450-500°C)	<i>Flash</i> pirolisis temperatur tinggi (600-650°C)	Gasifikasi <i>steam</i> konvensional (700-800°C)	Gasifikasi <i>steam</i> temperatur tinggi (900-1000°C)
Asam (H^+)	Benzena (C_6H_6)	Naptalena ($C_{10}H_8$)	Naptalena ($C_{10}H_8$)
Aldehid (RCOH)	Fenol (C_6H_6O)	Asenaptilena	Asenaptilena
Keton (RCOR')	Katekol (1,2-dihidroksibenzen)	Fluorena	Penantrena
Furan (C_7H_4O)	Naptalena ($C_{10}H_8$)	Penantrena	Fluorantena Pirena
Alkohol ($C_nH_{2n+1}OH$)	Bipenil	Benzaldehid Fenol	Asepanantrilena
Fenol (C_6H_6O)	Penantrena	(C_6H_6O)	Benzantransena
Guaiakol ($CH_3O.C_6H_4OH$)	Benzofuran	Naptofuran	Benzopirena
Siringol	Benzaldehid	Benzantransena	226MW PAH _s 276MW PAH _s

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Produser Gas

Tabel 2.1 Komposisi produser gas (% volume)

Komponen	% Vol
CO	24,9
H ₂	11,6
CH ₄	1,8
CO ₂	12,5
N ₂	49,3

(Basu,2010)

Kontaminan berupa:

- Kandungan tar (C₆H₆) 50 mg/Nm³ (ketentuan 50-100 mg/Nm³)
- Kandungan abu tidak ada (maksimum 50 mg/Nm³)
- Ukuran debu tidak lebih dari 10µm
- Temperatur gas di bawah 40⁰C

Sifat kimia gas produser sebagai berikut:

- Hidrogen
 - Bereaksi dengan oksigen menghasilkan H₂O (air)
 - Sangat mudah terbakar dan meledak pada temperatur 560⁰C

- Akan terbakar pada konsentrasi serendah 4% H_2 di udara bebas

b. Karbon Monoksida

- Mudah terbakar dan menghasilkan lidah api berwarna biru
- Bereaksi dengan oksigen menghasilkan karbon dioksida
- Bersifat racun

c. Karbon Dioksida

- Tidak dapat terbakar
- Dalam konsentrasi yang tinggi (>10.000 ppm) bersifat racun

d. Metana

- Pembakaran metana menghasilkan karbon dioksida dan uap air
- Reaksi halogenasi gas metana menghasilkan klorometana dan HCl

e. Nitrogen

- Mudah menguap, bersifat diamagnetic dan tidak reaktif
- Elektronegatifnya paling tinggi dalam satu golongan

f. Benzene

- Benzene merupakan cairan yang mudah terbakar
- Benzene lebih mudah mengalami reaksi substitusi daripada adisi
- Benzene dapat bereaksi dengan halogen dengan katalis besi (III) klorida membentuk halide benzene dan hydrogen klorida
- Benzene bereaksi dengan asam sulfat membentuk asam benzene, sulfonat, dan air

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Cangkang Sawit

Bahan baku yang digunakan adalah cangkang sawit yang dihaluskan terlebih dahulu menjadi serbuk dengan ukuran 100 μ m.

Cangkang sawit dihasilkan pada proses pemisahan cangkang dan daging buah, berbentuk bulat pipih, dengan dimensi 2x1 cm, memiliki kadar air sebesar 12,5% dan mengandung selulosa 32,93%, hemiselulosa 12,03%, lignin 42,85% (Halim,2000), serta *bulk density* sebesar 440 kg/m³ (Puad,2001). Analisa proksimat suatu jenis cangkang sawit menunjukkan kandungan *volatile* sebesar 67%, *fixed karbon* 21,2%, *moisture* 9,7%, *ash* 2,1% dan analisa ultimat cangkang sawit mengandung karbon 55,35%, hidrogen 6,27%, oksigen 38,01%, nitrogen 0,37%, dan kalor bakar sebesar 12,70 MJ/kg (Puad,2001).

Tabel 2.2 Komposisi (% berat)

Komposisi	% Berat
Selulosa	32,93
Hemiselulosa	12,03
Lignin	42,85
Kadar Air	12,5

Tabel 2.3 Analisa ultimate (% berat)

C	55,35 %
H	6,27 %
N	0,37 %
O	38,01 %
Total	100 %

(Puad, 2001)

Tabel 2.4 Analisa Proximate (% berat)

Volatile	67 %
Fixed Carbon	21,2 %
Moisture	9,7 %
Ash	9,7 %
Total	100 %

(Basu, 2010)

Bulk Density: 440 kg/m³

2.3 Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Evaluasi yang digunakan yaitu standart yang hampir sama dengan standart Amerika yaitu ASTM 1972.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

3. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Proses

Secara garis besar pengendalian kualitas dapat dibedakan menjadi tiga tahap seperti yang dikemukakan oleh Elwood S. Buffa (1996:45) yang dialih bahasakan oleh Bakri Siregar yaitu:

1. Pemeriksaan dan pengendalian bahan baku

Pemeriksaan selama proses produksi ini terutama untuk menjamin bahwa hanya bahan baku dan bahan pembantu yang memenuhi syarat untuk diproses serta menjamin jalannya proses produksi sesuai dengan standar yang telah ditetapkan oleh perusahaan. Pengendalian ini dilakukan terhadap semua faktor-faktor produksi terutama terhadap kualitas bahan pembantu yang digunakan, karena bahan baku dan bahan pembantu sangat mempengaruhi kualitas dari produk akhir.

2. Pemeriksaan dan pengendalian produk proses produksi

Pengendalian kualitas pada tahap ini diperlukan untuk mendeteksi penyimpangan-penyimpangan serta untuk melaksanakan koreksi, pada tahap ini dilakukan pemeriksaan pada akhir setiap tahap proses produksi berlangsung.

3. Pemeriksaan dan pengujian pada proses akhir

Walaupun telah dilakukan pengujian terhadap bahan baku dan proses produksi, tetapi hal itu tidak menjamin bahwa produk yang dihasilkan pasti baik dan diperlukan pemeriksaan pada saat produk akhir yang gagal atau tidak sesuai dengan standar sehingga tidak sampai ke tangan konsumen.

Pengendalian kualitas memerlukan beberapa sarana penunjang yang akan membantu dalam pelaksanaan pengendalian kualitas di perusahaan. Dengan adanya sarana penunjang ini, diharapkan akan meningkatkan kualitas dari produk

yang dihasilkan. Sarana penunjang pengendalian kualitas ini antara lain adalah teknik kendali mutu dan delapan langkah pemecahan masalah.

Menurut Elwood S. Buffa (1996:48) yang dialihbahasakan oleh Bakri Siregar terdapat beberapa langkah-langkah yang juga harus dilakukan dalam kegiatan pengendalian kualitas, yaitu:

1. Menetapkan standar

Menentukan standar biaya kualitas (*cost quality*), standar kualitas kerja (*performance quality*), standar keandalan (*reability quality*) yang diperlukan untuk produk tersebut.

2. Menilai kesesuaian

Membandingkan kesesuaian dari produk yang dibuat atau jasa yang ditawarkan terhadap standar-standar ini.

3. Bertindak bila perlu

Mengoreksi masalah-masalah dan mencari penyebabnya melalui faktor-faktor yang mempengaruhi terhadap produk-produk yang tidak sesuai dengan standar yang telah ditentukan.

4. Merencanakan perbaikan

Mengembangkan suatu upaya yang berkesinambungan untuk memperbaiki standar-standar biaya, prestasi, keamanan dan keandalan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

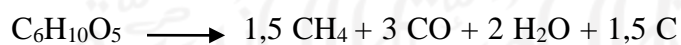
Sebelum masuk ke reaktor, cangkang sawit yang digunakan telah dikeringkan terlebih dahulu dan telah dihaluskan menjadi serbuk dengan ukuran 100 μm .

3.1.2 Proses Gasifikasi

Gasifier yang digunakan adalah jenis *fluidized bed*. *Gasifier* ini bekerja pada kondisi operasi 300°C dengan tekanan 5 atm menggunakan media gasifikasi berupa *steam*. Dalam *gasifier* terjadi pembentukan gas produser ($\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$, $\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_4$, $\text{C}_{31}\text{H}_{34}\text{O}_{11}$, CH_4 , CO , H_2O dan C).

a. Dasar Reaksi

Pada proses gasifikasi, karbon padat dari biomassa terjadi proses reaksi kimia yang menghasilkan gas C , CO , CH_4 , dan H_2O yang didapat dari reaksi-reaksi berikut:



b. Kondisi Operasi

Pembentukan gas produser pada *gasifier* optimum pada temperatur 300°C dan tekanan 5 atm. Fase reaksi berupa padat-gas-gas dan bersifat eksotermis dengan kondisi reaksi adiabatik.

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

Spesifikasi alat proses terdiri dari reaktor, *cyclone*, *waste heat boiler*, *condenser partial*, separator, *boiler*, dan turbin *generator*. Alat-alat tersebut merupakan peralatan proses dengan tugas masing-masing. Reaktor mempunyai tugas mereaksikan bahan baku cangkang sawit menjadi produk gas produser. *Cyclone* mempunyai tugas memisahkan hasil dari reaktor yang terdiri dari campuran gas dan padatan. Hasil atas dari keluaran *cyclone* berupa gas akan diproses di *waste heat boiler*. Hasil bawah keluaran *cyclone* berupa karbon aktif selanjutnya digunakan sebagai bahan bakar untuk reaktor. Hasil bawah *waste heat boiler* berupa air yang kemudian diubah menjadi *steam* dialirkan kembali menuju reaktor. Hasil produk keluaran atas *waste heat boiler* berupa gas kemudian dialirkan ke *condenser partial*. Selanjutnya gas dialirkan menuju separator untuk memisahkan fase gas dan fase cair yang terbentuk di dalam *condenser*. Selanjutnya hasil bawah *separator* berupa air dialirkan menuju *waste heat boiler* menggunakan pompa. Hasil atas dari *separator* dialirkan menuju *boiler* untuk membangkitkan *steam* sebagai umpan turbin generator listrik.

a. Reaktor *Gasifier*

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dan beroperasi secara kontinyu.

Jenis : *Fluidized Bed*

Bahan Konstruksi: Baja Stainless Steel SA 167 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi

Tekanan : 5 atm

Suhu : 300°C

Dimensi *Gasifier*

Diameter : 0,473 m

Tinggi : 12,58 m

Ketebalan dinding: 3/16 in

Harga : \$239.327

b. *Cyclone*

Fungsi : Menangkap padatan yang keluar dari Reaktor *Fluidized*

Bed

Jenis : *Standard Cyclone*

Jumlah : 1 unit

Tekanan : 5 atm

Temperatur : 300°C

Diameter : 2,1329 ft

Harga : \$38.075

c. *Waste Heat Boiler*

Fungsi : Mendinginkan campuran keluar reaktor

Jenis : *Shell and Tube Boiler*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel*

Jumlah : 1 unit

Suhu operasi : 750°C menjadi

200°C Tekanan : 5 atm

ID *Shell* : 25

ID *Tube* : 0,62

Harga : \$45.554

d. *Condenser Partial*

Fungsi : Mengembunkan uap campuran yang keluar dari reaktor

Jenis : *Shell and tube Desuperheater Condenser*

Jumlah : 1 unit

Suhu Operasi : 200°C menjadi 47,38°C

Tekanan : 5 atm

ID *Shell* : 39.00

ID *Tube* : 0,482

Harga : \$1.972

e. *Separator*

Fungsi : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk
di dalam *condenser*

Jenis : *Vertical Drum Separator*

Jumlah	: 1 unit
Suhu	: 47,38°C
Tekanan	: 5 atm
Tebal <i>Shell</i>	: ¼ in
Tebal <i>Head</i>	: ¼ in
Bahan konstruksi	
<i>Head</i>	: Carbon steel SA 178 grade C
<i>Shell</i>	: Plate Steels SA 167 grade 3
Harga	: \$21.757

f. *Boiler*

Fungsi	: Membangkitkan <i>steam</i> sebagai umpan turbin generator Listrik
Jenis	: <i>Shell and Tube Boiler</i>
Jumlah	: 1 unit
Suhu operasi	: 1250°C
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
ID <i>Shell</i>	: 80
ID <i>Tube</i>	: 0,62
Harga	: \$26.516

g. Turbin

Fungsi	: Mengekspansikan <i>steam</i> untuk menggerakkan generator Listrik
Jenis	: <i>Centrifugal Turbin</i>

Jumlah : 1 unit
 Tekanan : 50 atm menjadi 1,000 atm
 Harga : \$47.593

h. Hopper

Fungsi : Menampung bahan baku
 Jenis : Tangki silinder *vertical* dengan *conical bottom head*
 Jumlah : 1 unit
 Dimensi *hopper*
 Diameter : 3,44 m
 Kedalaman : 13,77 m
 Tinggi *cone* : 3,44 m
 Tebal *shell* : 3/16 in
 Tebal *head* : 3/16 in
 Bahan konstruksi
Shell : Carbon steel SA 178 grade C
Head : Carbon steel SA 178 grade C
 Harga : \$22.437

i. Pompa-01

Fungsi : Mengalirkan air dari *separator* menuju *waste heat boiler*
 Jenis : Pompa *centrifugal*
 Jumlah : 1 unit
 Kapasitas : 11,544 gpm
 Head : 1985,2293 ft
 Tenaga pompa : 3,2632 Hp

Tenaga motor : 4,0790 Hp
 Harga : \$12.238

j. Pompa-02

Fungsi : Mengalirkan air unit utilitas menuju *boiler*

Jenis : Pompa *centrifugal*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 56,857 gpm

Head : 1819,2016 ft

Tenaga pompa : 2,0230 Hp

Tenaga motor : 2,5288 Hp

Harga : \$2.652

k. *Screw Conveyor-01*

Fungsi : Mengangkut bahan baku dari *hopper* menuju reaktor

Jenis : *Screw conveyor*

Jumlah : 1 unit

Dimensi *screw conveyor*

Diameter : 0,500 ft

Panjang : 30 ft

Waktu tinggal : 0,16 menit

Harga : \$6.799

l. *Screw Conveyor-02*

Fungsi : Mengangkut hasil bawah *cyclone* menuju reaktor

Jenis : *Screw conveyor*

Jumlah : 1 unit

Dimensi *screw conveyor*

Diameter : 0,250 ft

Panjang	: 30 ft
Waktu tinggal	: 2,81 menit
Harga	: \$4.011

3.3 Perencanaan Produksi

Dalam perhitungan neraca massa, dibutuhkan bahan baku cangkang sawit sebanyak 8288,0155 kg/jam untuk memproduksi produser gas menjadi listrik sebesar 20 MW.

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang mengangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan dengan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan dengan kemampuan pabrik.

Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi misalnya:

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran lain.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain:

a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau *training* pada karyawan agar keterampilan meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik merupakan unsur yang kuat dalam menunjang atau tidaknya suatu industri. Diperlukan pertimbangan yang mendalam dari berbagai faktor guna memilih lokasi pabrik. Hal utama yang harus diperhatikan adalah suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan.

Penentuan lokasi pabrik harus memperhitungkan biaya produksi dan biaya distribusi minimum serta faktor lain seperti lahan perluasan pabrik, keadaan sosial masyarakat sekitar pabrik dan lain-lain. Pemilihan yang tepat memberikan kontribusi penting, karena lokasi suatu pabrik akan mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan dan penentuan kelangsungan produksinya.

Dari faktor pertimbangan di atas, maka lokasi pabrik dipilih berada di kawasan industri pabrik kelapa sawit PT. Perkebunan Lembah Bakti, Desa Lembah Bakti, Kecamatan Singkil Utara, Kabupaten Aceh Singkil, Provinsi Aceh dengan alasan :

1. Tersedia bahan baku cangkang kelapa sawit yang terletak di sekitar pabrik, sehingga mempermudah proses produksi dengan pengambilan langsung bahan baku ke unit proses.
2. Lokasinya dekat dengan perumahan warga yang membutuhkan listrik.

3. Telah tersedianya sarana air dan listrik untuk industri dikawasan pabrik.
4. Lokasi dekat dengan kota Aceh dan Sumatra Utara yang merupakan penyedia tenaga kerja terdidik yang memadai.
5. Aceh seperti daerah lain di Indonesia beriklim tropis yang tidak menimbulkan masalah dalam mengoperasikan pabrik. Sedangkan untuk karakteristik lokasi daerah tersebut merupakan tanah daratan.
6. Berdirinya pabrik ini dapat membantu pemerintah daerah dalam menurunkan angka pengangguran.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan seluruh bagian pabrik, meliputi tempat kerja alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan barang, tempat penyediaan sarana utilitas, dan sarana lain bagi pabrik. Beberapa faktor perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik, antara lain adalah pertimbangan ekonomis (biaya konstruksi dan operasi), kebutuhan proses, pemeliharaan keselamatan, perluasan di masa mendatang. Bangunan pabrik meliputi area proses, area tempat penyimpanan bahan baku dan produk, area utilitas, bengkel mekanik untuk pemeliharaan, gudang untuk pemeliharaan dan *plant supplies*, ruang kontrol, unit pemadam kebakaran, kantor administrasi, area parkir, dan taman.

Pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang seefisien mungkin. Beberapa pertimbangan perlu diperhatikan yaitu ekonomi, kebutuhan proses, operasi, perawatan, keamanan, perluasan dan pengembangan pabrik. Peletakan alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dengan operasi minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit. Peletakan alat harus memberikan ruangan cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi dengan baik, dengan distribusi utilitas mudah. Peralatan membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat control room. *Valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrument harus diletakkan pada ketinggian tertentu sehingga mudah dijangkau oleh operator. Peletakan alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan.

Susunan tata letak pabrik harus sangat diperhatikan sehingga memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat dan efisien. Hal tersebut akan sangat mendukung kelancaran di dalam proses produksi pabrik yang dirancang.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

1. Perluasan pabrik

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan dimasa mendatang harus sudah masuk dalam perhitungan awal. Sehingga sejumlah areal khusus sudah harus disiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas.

2. Keamanan

Faktor terberat dalam menentukan tata letak pabrik adalah faktor keamanan, yaitu keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan asap ataupun gas beracun. Sehingga meskipun sudah dilengkapi dengan alat-alat pengaman seperti *hydrant*, penahan ledakan, maupun asuransi pabrik, namun faktor-faktor pencegah harus tetap diadakan dengan maksud untuk memudahkan sistem pertolongan jika sewaktu-waktu terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Misalnya penyimpanan bahan baku dan produk pada areal khusus, juga pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat rawan.

3. Luas areal yang tersedia

Harga tanah menjadi faktor yang membatasi kemampuan penyediaan areal, sehingga bila harga tanah sedemikian tinggi maka kadang-kadang diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruang.

4. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

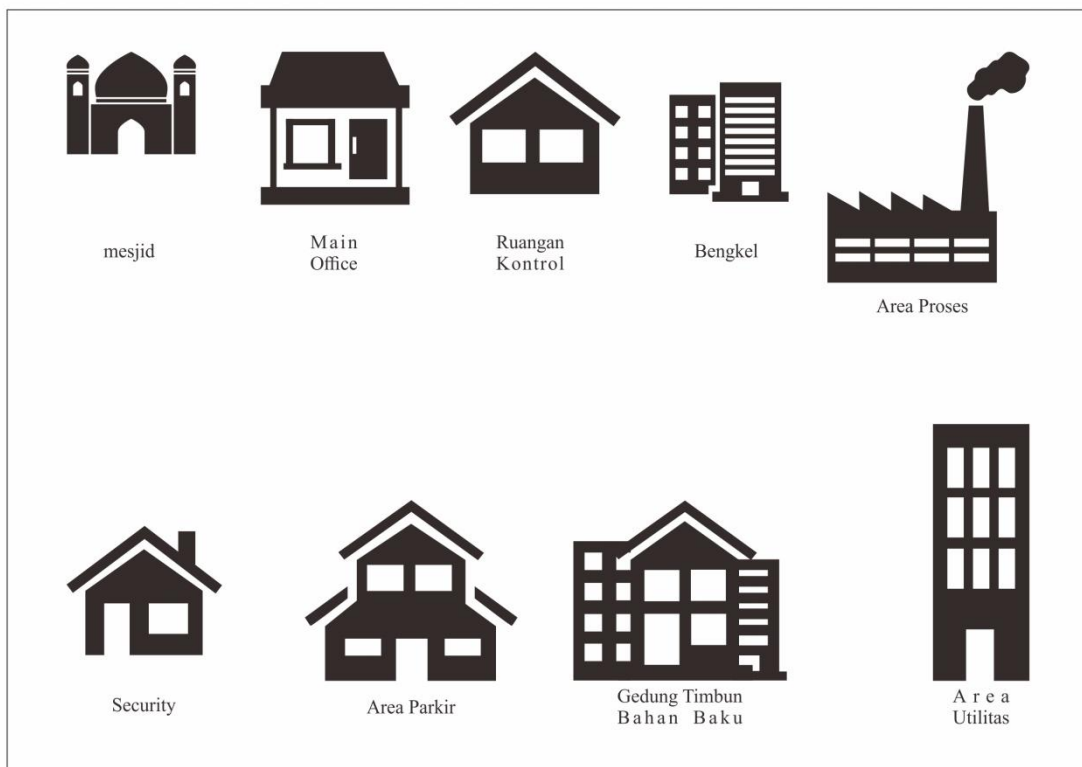
5. Penempatan instalasi dan utilitas

Distribusi gas, udara, air dan listrik memerlukan instalasi pada setiap pabrik, sehingga keteraturan penempatan instalasi akan membantu kemudahan kerja dan *maintenance*.

6. Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan

keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya.



Gambar 4.1 Sketsa tata letak pabrik

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan elevasi pipa, di mana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang

pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

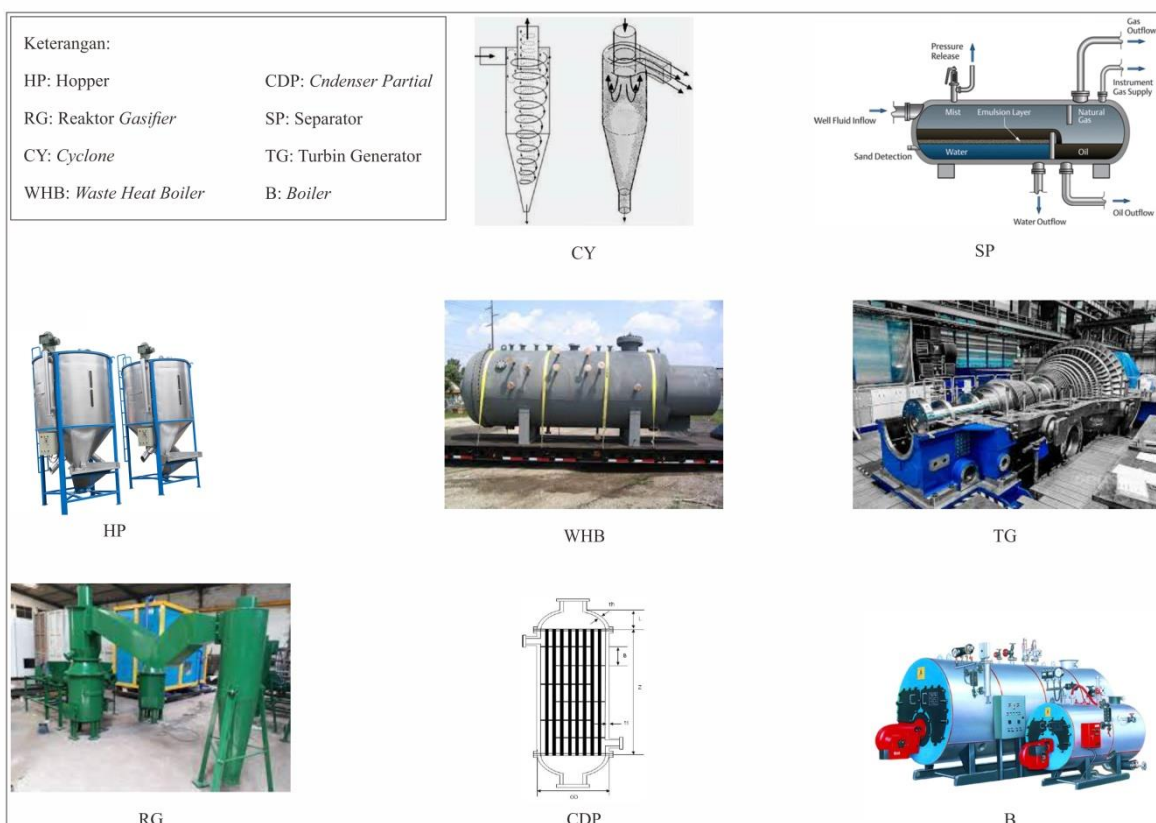
Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau

kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
3. Biaya material *handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
5. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

Berikut gambar peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar tata letak alat (*equipment lay out*):



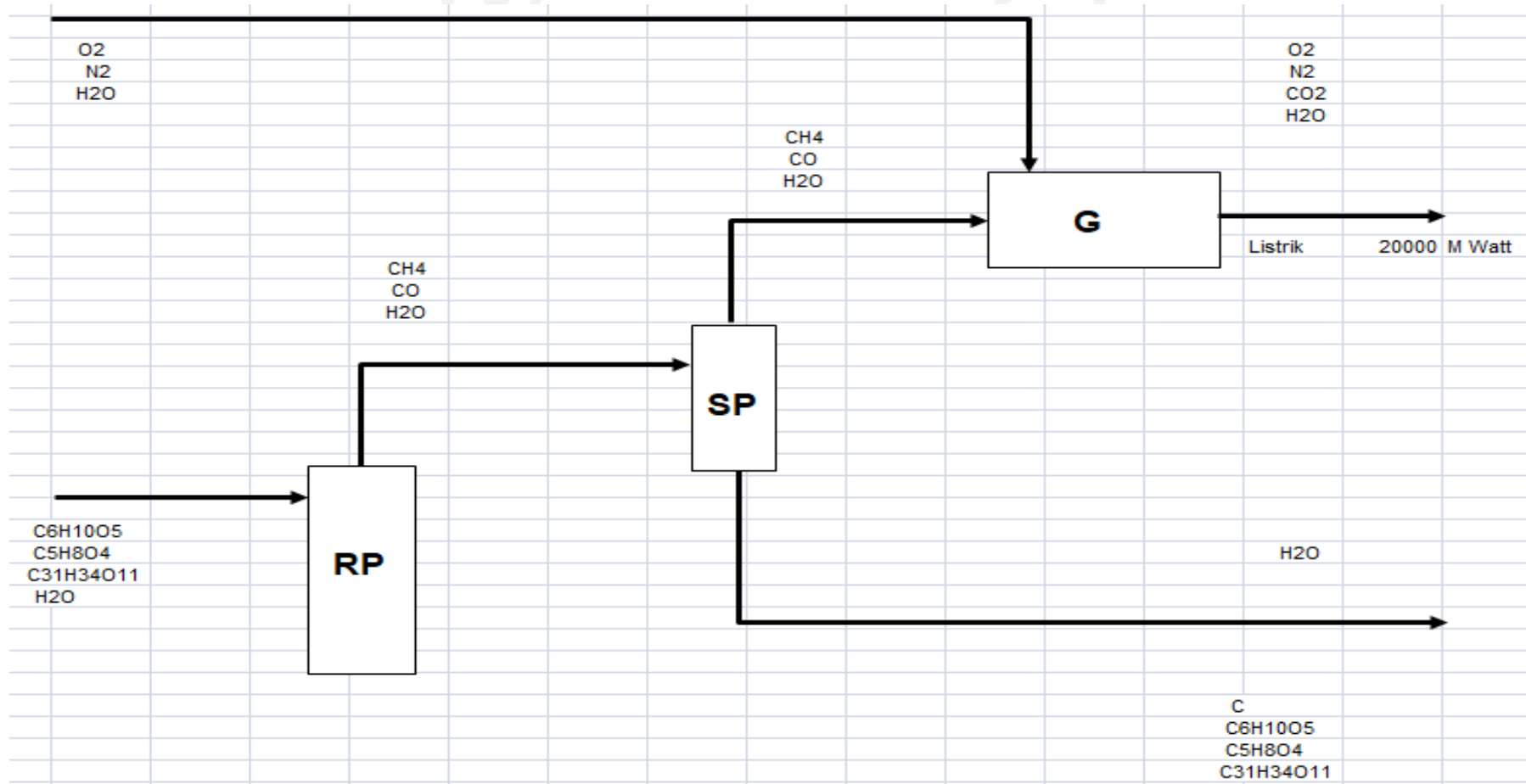
Gambar 4.2 Sketsa tata letak alat proses

4.4 Alir Proses dan Material

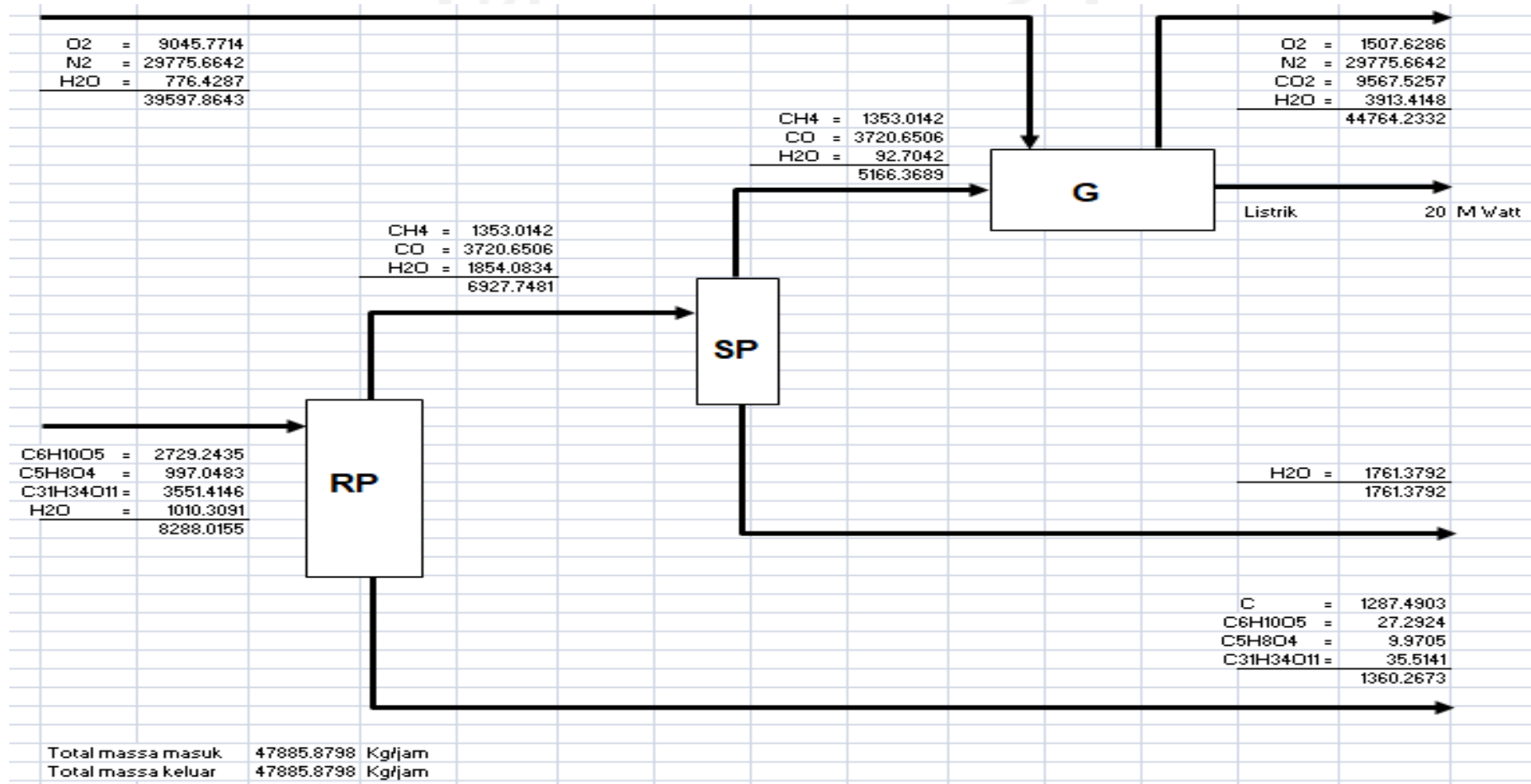
Berdasarkan kapasitas yang ada maka didapat neraca massa produk dan bahan baku, serta neraca panas. Sehingga dapat ditentukan alat-alat apa yang akan digunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat kimia dan fisik bahan baku dan produk. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut:



4.4.1 Neraca Massa Kualitatif



4.4.2 Neraca Massa Kuantitatif



4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik. Unit utilitas untuk pabrik Gasifikasi Biomassa dari Cangkang Sawit ini terdiri dari:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit Listrik

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber air lainnya.
- b. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- c. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperature pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan untuk pabrik ini adalah sebesar 164631.234 kg/j.

2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi,

yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

c. Zat yang menyebabkan foaming.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

Jumlah air yang digunakan sebagai umpan boiler adalah sebanyak 12913,712 Kg/j dan air untuk waste heat boiler adalah sebanyak 2621,839 Kg/j.

3. Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

1. Suhu : di bawah suhu udara
2. Warna : jernih
3. Rasa : tidak berasa
4. Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

1. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
2. Tidak mengandung bakteri.

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi:

1. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan disinfektan maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- b. Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di-*blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*-nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu

tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

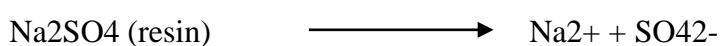
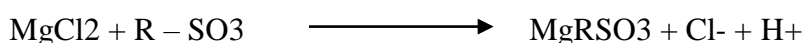
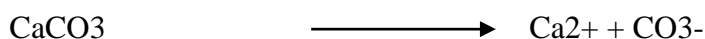
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.

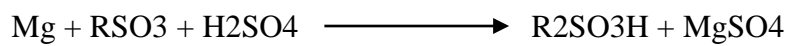
Sehingga air yang keluar dari *kation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

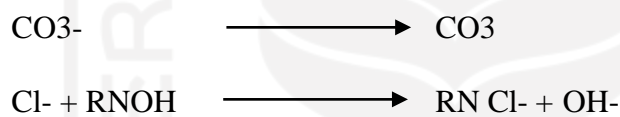
Reaksi:



b. Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH .

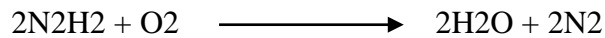
Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

Jumlah air yang digunakan untuk keperluan sanitasi adalah sebanyak 2202 kg/j. Sedangkan jumlah keseluruhan air yang digunakan untuk keperluan pabrik gasifikasi ini adalah sebanyak 182,368.55 kg/j.

4.5.2 Unit Pembangkit Listrik

Proses pengolahan suatu pabrik memiliki beberapa proses tahapan yang memerlukan konsumsi energi listrik. Semakin besar kapasitas produksi, kompleksitas proses dan *automation*, konsumsi energi listrik yang diperlukan maka akan semakin tinggi. Di pabrik ini guna memenuhi kebutuhan energi listriknya sebesar 170 kW berasal dari pabrik itu sendiri dan di bantu oleh PLN untuk permulaan pengolahan. Dan apabila terjadi pemadaman digunakan generator cadangan berkekuatan 250 Hp dengan bahan bakar diesel oil. Penggunaan konsumsi energi listrik yang tinggi otomatis mempengaruhi biaya operasional yang semakin tinggi. Bila biaya operasional terhadap pemenuhan energi listrik yang tinggi lantas tidak diimbangi dengan peningkatan produksi dan kapasitas pabrik maka akan menimbulkan kerugian yang besar.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik ini akan didirikan dalam bentuk PT (Perseroan Terbatas). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut:

- a. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum.

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan internal perusahaan.

- b. Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham).

Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya

dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.

c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

1. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
5. Lapangan usaha lebih luas.

Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

4.6.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Agar mendapatkan sistem yang terbaik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman antara lain perumusan tujuan perusahaan dengan jelas, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan, organisasi perusahaan yang fleksibel.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- a) Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- b) Pendelegasian wewenang
- c) Pembagian tugas kerja yang jelas
- d) Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e) Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f) Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line* dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan

bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.6.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham/Pimpinan

Pemegang saham pada perusahaan perorangan/perusahaan dagang tidak terdapat pemisahan antara kekayaan pribadi pemilik dengan kekayaan perusahaan sehingga hutang perusahaan berarti pula hutang pemiliknya.

Tugas-tugas pemegang saham/pemilik:

- a. Menilai dan menyetujui rencana kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahannya.
- b. Mengawasi tugas-tugas kepala bagian.
- c. Membantu kepala bagian dalam tugas-tugas penting.
- d. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan baik antar konsumen dan karyawan.
- e. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik perusahaan.

Tugas-tugas dewan komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi.
- c. Membantu direksi dalam hal yang sangat penting.

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya atas maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas direktur utama antara lain:

- a. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan bertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- b. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan menjalin hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

- d. Mengkoordinir kerjasama dengan manajer produksi serta manajer keuangan dan umum.

4. Manajer

Membantu direktur dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada direktur. Di sini terdapat beberapa manajer, antara lain:

- a. Manajer produksi, tugasnya antara lain:
 - Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi, operasi dan teknik.
 - Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
- b. Manajer umum, tugasnya antara lain:
 - Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
 - Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5. Kepala Bagian

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

a. Kepala Bagian Operasi

Kepala bagian operasi bertanggung jawab kepada manajer produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

Kepala bagian operasi membawahi:

1. Supervisor Utilitas

Tugas supervisor utilitas:

- Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga dan instrumentasi.
- Bertanggung jawab kepada manajer atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.

2. Supervisor Produksi

Tugas supervisor produksi:

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

3. Seksi Laboratorium

Tugas seksi laboratorium:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk.
- Mengawasi kualitas buangan pabrik.

b. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab kepada manajer produksi. Tugas kepala bagian teknik antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian teknik membawahi:

1. Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugas seksi pemeliharaan peralatan antara lain:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki peralatan pabrik.

2. Seksi Pengadaan Peralatan

Tugas seksi pengadaan peralatan antara lain:

- Merencanakan penggantian alat.
- Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan.

c. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Kepala bagian keselamatan, kesehatan kerja dan lingkungan bertanggungjawab kepada manajer produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala bagian keselamatan, kesehatan kerja dan lingkungan membawahi:

1. Seksi Keselamatan Kerja

Tugas seksi keselamatan dan kesehatan kerja antara lain:

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

2. Seksi Pengolahan Limbah

Tugas seksi pengolahan limbah antara lain:

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan di seluruh pabrik.
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

d. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala bagian penelitian dan pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada manajer produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala bagian Litbang membawahi:

1. Seksi Penelitian

Tugas seksi penelitian yaitu melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

2. Seksi Pengembangan

Tugas seksi pengembangan yaitu merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan *plant*, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

e. Kepala bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada manajer umum dalam bidang pengadaan dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian pemasaran membawahi:

1. Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian antara lain:

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

2. Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran antara lain:

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang.

f. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada manajer umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala bagian administrasi dan keuangan membawahi:

1. Seksi Administrasi

Tugas seksi administrasi antara lain menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, pembukuan serta masalah pajak.

2. Seksi Kas

Tugas seksi kas antara lain:

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.

g. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala bagian personalia dan umum bertanggung jawab kepada manajer umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala bagian personalia dan umum membawahi:

1. Seksi Personalia

Tugas seksi personalia antara lain:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

2. Seksi Humas

Tugas seksi humas yaitu mengatur hubungan dengan masyarakat dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

3. Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan antara lain

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun selain karyawan ke dalam lingkungan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan

rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil uang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Kepala seksi akan membawahi operator. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

7. Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang tidak beroperasi digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shutdown*. Pembagian jam kerja karyawan dibagi dalam 2 golongan, yaitu:

1. Karyawan non shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah staf ahli, kepala bagian serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan golongan ini bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam kerja:

- Senin – Jumat : 08.00 – 16.00

Jam istirahat:

- Senin – Kamis : 12.00 – 13.00
- Jumat : 11.00 – 13.00

2. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift antara lain adalah operator produksi, sebagian dari karyawan bagian teknik, bagian gudang dan bagian keamanan.

Para karyawan shift akan bekerja bergantian, dengan pengaturan sebagai berikut:

- Shift 1 : 07.00 – 19.00
- Shift 2 : 19.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini dibagi menjadi 3 regu (A, B dan C) dimana 2 regu bekerja dan 1 regu istirahat, dan hal ini dilaksanakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 2 hari kerja dan 1 hari libur untuk tiap-tiap shift dan masuk

lagi untuk shift berikutnya.

Tabel 4.1 Jadwal pembagian kelompok shift

Hari	Shift 1	Shift 2	Libur
Pertama	A	B	C
Kedua	C	A	B
Ketiga	B	C	A

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar.

4.6.5 Status Karyawan dan Sistem Upah

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

1. Karyawan tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

4.6.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

1. Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab.

Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMP. Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 4.2 Jabatan dan keahlian

No	Jabatan	Keahlian
1.	Direktur	Sarjana Teknik Kimia
2.	Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Manajer Umum	Sarjana Ekonomi
4.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
5.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6.	Kepala Bagian Personalia dan Umum	Sarjana Psikologi
7.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8.	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	Sarjana Ekonomi
9.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
10.	Kepala Bagian K3	Sarjana Teknik Lingkungan
11.	Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia
12.	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Psikologi
13.	Kepala Seksi Humas	Sarjana Komunikasi
14.	Kepala Seksi Keamanan	Sarjana Muda/DIII
15.	Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi

16.	Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Administrasi Negara
17.	Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi
18.	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
19.	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
20.	Kepala Seksi Pengadaan	Sarjana Teknik Kimia
21.	Kepala Seksi K3	Sarjana Teknik Lingkungan
22.	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	Sarjana Teknik Lingkungan
23.	Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Kimia
24.	Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
25.	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Teknik Kimia
26.	Supervisor Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
27.	Supervisor Produksi	Sarjana Teknik Kimia
28.	Karyawan Personalia	Sarjana Muda/DIII
29.	Karyawan Humas	Sarjana Muda/DIII
30.	Karyawan Keuangan/Kas	Sarjana Muda/DIII
31.	Karyawan Administrasi	Sarjana Muda/DIII
32.	Karyawan Pemasaran	Sarjana Muda/DIII
33.	Karyawan Pembelian	Sarjana Muda/DIII
34.	Karyawan Pengembangan	Sarjana Muda/DIII
35.	Karyawan Penelitian	Sarjana Muda/DIII
36.	Karyawan Pengolahan Limbah	Sarjana Muda/DIII
37.	Karyawan K3	Sarjana Muda/DIII

38.	Karyawan Pengadaan Alat	Sarjana Muda/DIII
39.	Karyawan Pemeliharaan Alat	Sarjana Muda/DIII
40.	Karyawan Laboratorium	Sarjana Muda/DIII
41.	Medis	Dokter
42.	Paramedis	Akademi Keperawatan
43.	Satpam	SMU Sederajat
44.	Supir	SMP/SMU
45.	Pesuruh	SMP/SMU
46.	<i>Cleaning Service</i>	SMP/SMU

2. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

a. Tunjangan

1. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

b. Cuti

1. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.

2. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

c. Pakaian Kerja

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

d. Pengobatan

1. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

2. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

e. Asuransi tenaga kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktifitas selama di pabrik antara lain:

1. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
2. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
3. Sarana peribadatan seperti masjid.

4. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata, serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
5. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu, pada perancangan pabrik ini dibuat evaluasi atau penilaian yang ditinjau dengan beberapa metode yaitu:

1. Percent Return of Investment (ROI)
2. Pay Out Time (POT)
3. Break Even Point (BEP)
4. Shut Down Point (SDP)
5. Discounted Cash Flow (DCP)

Untuk menunjang faktor-faktor tersebut diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penafsiran modal industri (total capital investment), yang terdiri dari:
 - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b. Modal kerja (Working Capital Investment)
2. Penentuan biaya produksi total (Production Cost)
 - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
 - b. Biaya pengeluaran umum (General Expense)
3. Total pendapatan

4.7.1 Perhitungan Biaya

1. Capital Investment

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya. Capital investment terdiri dari:

a. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed capital investment adalah biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik yang termasuk didalamnya yaitu:

- Purchased Equipment Cost (PEC)

PEC adalah biaya pembelian peralatan proses, termasuk pajak, bea cukai masuk, asuransi, bank, dan biaya pengangkutan hingga sampai ke lokasi pabrik.

- Instalation Cost

Instalation cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses di lokasi pabrik.

- Piping Cost

Piping cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan pemasangannya.

- Instrumentation Cost

Instrumentation cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem pengendalian (control)

- Insulation Cost

Insulation cost adalah biaya sistem insulasi didalam proses produksi.

- Electrical Cost

Electrical cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik.

- Building Cost

Bulding cost adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan bangunan-bangunan didalam lingkungan pabrik seperti perkantoran, kantin, tempat ibadah, laboratorium, saluran air bersih, sanitasi, dll.

- Land and Yard Improvement

Land and yard improvement adalah biaya untuk pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah, pembuatan jalan ke areal pabrik, dan paving. Jika pabrik yang didirikan di kawasan industri, biaya-biaya selain pembelian tanah tidak menjadi tanggung jawab pabrik lagi karena sudah disediakan.

- Utility Cost

Utility cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain seperti unit penyediaan air, steam, listrik, dan udara tekan.

- Environmental Cost

Environmental cost adalah biaya untuk pemeliharaan kelestarian lingkungan di kawasan pabrik dan sekitarnya.

- Cost of Engineering and Construction

Cost of engineering and construction adalah biaya untuk design engineering, field supervisor, temporary construction dan inspection.

- Contractor's Fee

Contractor's fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangunan pabrik.

- Cost of Coningency

Cost of contingency adalah biaya kompensasi terhadap pengeluaran yang tak terduga, perubahan proses meskipun kecil, perubahan harga dan kesalahan estimasi.

b. Working Capital Investment (WCI)

Working capital investment adalah biaya untuk menjalankan operasi pabrik selama kurun waktu tertentu secara normal, yang termasuk didalamnya yaitu:

- Raw Material Inventory

Raw material inventory adalah biaya yang dibutuhkan untuk persediaan bahan baku, besarnya tergantung dari kecepatan konsumsi bahan baku, nilai ketersediaannya, sumber dan kebutuhan storagenya.

- In Process Inventory

In process inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses, besarnya tergantung pada lama siklus proses.

- Product inventory

Product inventory adalah biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut dilempar ke pasaran.

- Extended Credit

Extended credit adalah persediaan uang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar.

- Available Cash

Available cash adalah persediaan uang tunai untuk membayar buruh, services, dan material.

2. Total Production

a. Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

a) Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct manufacturing cost adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk, termasuk di dalamnya:

- Raw material

Harga pembelian sampai tempat dari bahan yang dipakai dalam produksi

- Labor Cost

Labor cost adalah biaya untuk membayar buruh yang terlibat langsung dalam proses produksi

- Supervisory Expense

Supervisory expense adalah biaya untuk menggaji semua personal yang bertanggung jawab langsung terhadap proses produksi.

- Maintenance Cost

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses.

- Plant Supplies Cost

Plant supplies cost adalah biaya yang diperlukan untuk pengadaan plant supplies, antara lain lubricants, charts, dan gaskets.

- Royalties and Patents

Royalties and patents adalah biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku).

Royalties biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan.

- Cost of Utilities

Cost of utilities adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses sehingga dihalikan steam, air bersih, listrik, dan udara tekan.

b) Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect manufacturing cost adalah pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik, termasuk didalamnya yaitu:

- Payroll Overhead

Payroll overhead adalah pengeluaran untuk biaya pensiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja dan keamanan.

- Laboratory

Perusahaan harus mengeluarkan biaya untuk pengoperasian laboratorium karena laboratorium dibutuhkan untuk menjamin quality control.

- Plant Overhead

Plant overhead adalah biaya untuk servis yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, termasuk didalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (purchasing), pergudangan (warehousing) dan engineering (termasuk safety dan protection).

- Packaging

Biaya packaging dibutuhkan untuk biaya pengepakan dan kontainer produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat fisis dan kimia produk serta nilainya.

- Shipping

Biaya ini diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli.

c) Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed manufacturing cost adalah pengeluaran yang berkaitan dengan initial fixed capital dan harganya tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi, termasuk didalamnya yaitu:

- Depresiasi

Depresiasi adalah biaya penyusutan nilai peralatan dan gedung,

besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik.

- Property Taxes

Property taxes adalah pajak properti yang harus dibayar oleh pihak pabrik, besarnya tergantung dari lokasi dan situasi dimana plant tersebut berdiri.

- Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, semakin berbahaya plant tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi.

b. General Expense

General expense adalah pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost.

a) Administration Cost

Administration cost adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan administrasi perusahaan, termasuk didalamnya yaitu:

- Management Salaries

Management salaries adalah gaji yang harus dibayarkan kepada semua karyawan perusahaan di luar buruh produksi, antara lain manajer utama, manajer, sekretaris, dan kepala bagian.

- Legal Fees and Auditing

Legal fee adalah biaya untuk fee yang legal, sedangkan auditing adalah biaya untuk membayar akuntan publik.

- Biaya untuk peralatan kantor dan komunikasi

Biaya ini digunakan untuk membeli peralatan kantor seperti kertas, tinta, dan lain-lain serta untuk biaya komunikasi di lingkungan perusahaan seperti telepon dan internet.

b) Sales Expense

Sales expense adalah biaya administrasi yang diperlukan dalam penjualan produk, termasuk di dalamnya biaya produksi apabila produk tergolong baru.

c) Research

Biaya riset diperlukan untuk mendukung pengembangan pabrik, baik proses maupun peningkatan kualitas.

d) Finance

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal.

4.7.2 Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui kelayakan sebuah pabrik dapat dilihat dari profitabilitasnya. Jika profitabilitasnya tinggi maka pabrik potensial untuk dibangun. Beberapa cara analisa kelayakan adalah:

1. Percent *Return of Investment* (ROI)

Return of Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengambilan modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan} / \text{Waktu}}{\text{Modal}} \times 100\%$$

2. *Pay Out Time*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* oleh profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{\text{Investasi Awal}}{\text{Profit Tahunan}}$$

3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$BEP = \frac{Fa + 0.3}{(Sa - Va - 0.7 \cdot Sa)} \cdot 100\%$$

Dalam hubungan ini:

Fa : *Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va: *Variable Cost*

Sa : Penjualan produk

4. *Shut Down Point*

Shut Down Point adalah suatu titik atau suatu penentuan aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$\square\square\square = \frac{0.3\square\square}{(\square\square - \square\square - 0.7\square\square)} \square 100\%$$

5. *Discounted Cash Flow*

Discounted Cash Flow didefinisikan sebagai jumlah uang dari keuntungan yang tidak digunakan untuk pinjaman modal dan bunganya. Harga ditrial sampai didapat:

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

Dalam hubungan ini:

FCI : *Fixed Capital Investment*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

CF : *Cash Flow*

i : *Rate of Return*

Modal keseluruhan (*Total Capital Investment*) sebesar Rp 219.709.533.532,02 yang terdiri dari modal tetap (*Fixed Capital Investment*) berupa biaya fisik dan jasa sebesar Rp 181.359.497.806,53 dan modal kerja (*Working Capital*) berupa biaya jasa *engineering* dan konstruksi sebesar Rp 38.350.035.725,49.

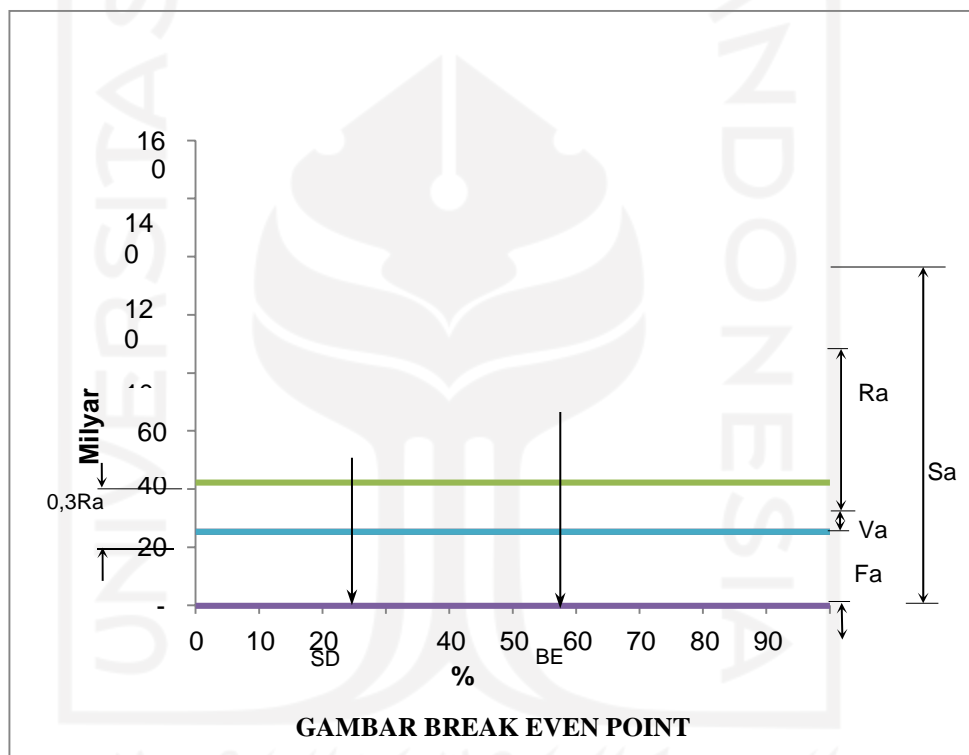
Biaya produksi (*Manufacturing Cost*) sebesar Rp 70.800.065.955 yang terdiri dari biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*) untuk biaya bahan baku, tenaga kerja, utilitas, dan perawatan sebesar Rp 29.482.736.262, biaya

produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*) sebesar Rp 15.927.000.000, dan biaya produksi tetap (*Fixed Manufacturing Cost*) sebesar Rp 25.390.329.693. *General Expense* untuk pembiayaan administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan sebesar Rp 19.049.481.953. Total biaya produksi merupakan jumlah dari biaya produksi dan *general expense* sebesar Rp 89.849.547.907,73.

Total produksi listrik kapasitas 20 MW dan harga jual sebesar Rp 6.000/kWh dengan *total sales* sebesar Rp 120.000.000.000,00 didapat keuntungan sebesar Rp 24.120.361.673,81/tahun. Keuntungan tersebut sudah dipotong pajak pendapatan sebesar 20% dari total keuntungan.

Menurut Aries (1955) pabrik kimia dapat dinyatakan layak berdasarkan parameter-parameter besarnya *Percent Return of Investment (ROI)*, *Pay Out Time (POT)*, *Break Even Point (BEP)*, *Shut Down Point (SDP)*, *Discounted Cash Flow (DCF)*. Pabrik ini dapat digolongkan sebagai pabrik kimia resiko rendah sehingga batasan ROI minimal sebesar 11%, POT maksimal 5 tahun, BEP 40-60%, DCF minimal 13.5%. Berdasarkan perhitungan ROI, pabrik ini memiliki kecepatan tahunan pengembalian investasi (modal) dari keuntungan sebesar 16.6% untuk ROI bebas pajak dan 13.3% setelah terkena pajak. Pabrik ini memiliki jangka waktu pengembalian modal berdasarkan keuntungan perusahaan dengan mempertimbangkan depresiasi selama 3.7559 tahun tanpa pajak atau 4.2919 tahun setelah pajak. Diperlukan minimal 50% pengoperasian pabrik dari kapasitas maksimal agar nilai total *cost* dan *sales* sama sehingga apabila kurang dari itu pabrik akan mengalami kerugian. Pabrik ini layak ditutup apabila hanya mampu

beroperasi dibawah nilai BEP dan mencapai nilai SDP sebesar 29% dari kapasitas maksimal pabrik karena lebih menguntungkan daripada mengoperasikannya. Nilai BEP dari pabrik ini adalah 58.42% dan nilai SDP 23.41%. Nilai DFC sebesar 21.93% dihitung dengan asumsi pabrik berumur 10 tahun. Berdasarkan nilai parameter tersebut maka pabrik ini dapat dinyatakan layak.



Gambar 4.3 Grafik analisa kelayakan

Keterangan:

Fa : *Fixed Expense* tahunan pada produksi maksimum

Ra : *Regulated Expense* tahunan pada produksi maksimum

Sa : *Sales* pada produksi maksimum

Va : *Variable Expense* tahunan pada produksi maksimum

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dari hasil perhitungan prarancangan pabrik gasifikasi biomassa dari cangkang sawit menjadi listrik ini membutuhkan bahan baku berupa cangkang sawit, di mana untuk kebutuhan cangkang sawit sebanyak 65.641,0825 ton/tahun. Pabrik ini digolongkan pabrik beresiko rendah (*low risk*) karena:

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, tidak beracun dan beroperasi pada tekanan dan suhu yang rendah, maka pabrik ini digolongkan pabrik beresiko rendah (*low risk*).
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:

- a. Keuntungan yang diperoleh

Keuntungan sebelum pajak Rp 30.150.452.092,27/tahun, dan keuntungan setelah pajak (20%) sebesar Rp 24.120.361.673,81/tahun.

- b. *Return On Investment* (ROI)

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 16,6 %, dan ROI setelah pajak sebesar 13,3 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% .(Aries & Newton, 1955).

- c. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 3,7559 tahun dan POT setelah pajak selama 4,2919 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun dan syarat POT

setelah pajak maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1995).

d. *Break Event Point* (BEP)

Break Event Point (BEP) pada 58,42 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 23,41 %. BEP untuk pabrik kimia adalah 40% – 60%. SDP untuk pabrik kimia adalah 22 - 30%.

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 21,93 %. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 9 \% = 13,5 \%$).

Selain perhitungan secara teknis, dilakukan juga perhitungan secara ekonomi terhadap tugas pra-rancangan pabrik ini, dan berdasarkan perhitungan tersebut pabrik gasifikasi biomassa dari cangkang sawit menjadi listrik dengan kapasitas 20 MW ini layak untuk didirikan.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and Newton, R. R., 1955. Chemical Engineering Cost Estimation, 2nd edition, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York
- Basu, P., 2010, Biomass gasification and pyrolysis : Practical design and theory, 2nd edition, El Sevier, United Kingdom
- Dwipramana, A., 2011, “Pembangkit Listrik Gasifikasi Biomassa”, www.anggitsaputradwipramana.files.wordpress.com (diakses pada tanggal 13 Oktober 2019)
- Direktorat Jenderal Perkebunan. 2014. Data Propinsi Produksi Kelapa Sawit Terbesar di Indonesia. Jakarta.
- Halim, M., 2000, “Fraksinasi dan Identifikasi Senyawa Volatil asap Cair Cangkang Sawit”, Makalah Penelitian Agritech Vol. 25 No. 3 Halaman 117-123.
- Hussain, A, Ani, F, Darus, A.N, and Ahmed, Z, 2006, “ Thermogravimetric and Thermochemical Studies of Malaysia Oil Palm Shell Waste”, Jurnal Teknologi, 45(A) Dis. 2006: 43-53, Universiti Teknologi Malaysia
- Milne, T.A., Evans, R.J. 1998, “Biomass gasifier “Tars” : Their nature, formation, and conversio”, National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-570-25357, Colorado
- Perry, R.H., and Green, D., 2008, “Perry’s Chemical Engineers’ Handbook”, 8th ed., McGraw Hill Companies Inc., USA

- PLN Indonesia (2017, May 06). Network (Online). Available : <http://listrik.org/pln/program-35000-mw/> (diakses pada tanggal 13 Oktober 2019)
- Pranolo, H., 2010, "Potensi Penerapan Teknologi Gasifikasi Tongkol Jagung Sebagai Sumber Energi Alternatif Di Pedesaan", Dalam Seminar Nasional Energi Terbarukan Indonesia di Universitas Jendral Sudirman Purwokerto
- Puad, 2001, "The production of palm kernel shell charcoal by the continuous kiln method", Faculty Of Forestry Universiti Putra Malaysia Serdang, Selangor Darul Ehsan, Malaysia
- Raymond, D.L., 1999, "Water Quality and Treatment", 5th ed., McGraw Hill, USA
- Sugiyono, Agus, 2014. Outlook Energi Indonesia 2014. Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT). Jakarta.
- Susanto, H., 2006, "Pengujian PLTD-Gasifikasi Sekam 100 kW di Haurgeulis, Indramayu". Laporan singkat Pengoperasian PLTD-Gasifikasi sekam di Haurgeulis selama bulan September 2005, Dasar-dasar Proses Gasifikasi dan Pengalaman Teknik Kimia ITB dalam pengoperasian PLTD Gasifikasi Sekam.
- Swanson, R.M., Platon, A., 2010, "Techno - Economic Analysis of Biofuels Production Based on Gasification" , National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-6A20-46587, Colorado

Teknoperta.wordpress, 2017. www.soi.wide.ad.jp (diakses pada tanggal 13 Oktober 2019)

VVN Kishore,. 2007 “Renewable Energy Engineering and Technology”

Werkudarazero6.wordpress, 2017. www.soi.wide.ad.jp (diakses pada tanggal 13 Oktober 2019)

Yaws, C.L., 1999, “Chemical Properties Handbook”, McGraw Hill Companies Inc., USA





LAMPIRAN

الجامعة الإسلامية
الابستد الاندو



LAMPIRAN A
PERHITUNGAN ALAT

الجامعة الإسلامية
الاستدراكية

A-1 PERHITUNGAN REAKTOR *FLUIDIZED BED*

REAKTOR (R - 01)

Tugas : Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dengan kecepatan
Total umpan reaktor sebesar = 28600 kg/j secara
kontinyu

Jenis : Reaktor *Fluidized Bed*

Kondisi Operasi :

Tekanan : 5.0 atm
Suhu : 300.0 °C

1. NERACA MASSA :

Umpan Masuk :

a. Umpan masuk Reaktor

C6H10O5	=	16.84718	Kgmol/j	=	2729.2434	Kg/j
C5H8O4	=	7.55340	Kgmol/j	=	997.0483	Kg/j
C31H34O11	=	6.10209	Kgmol/j	=	3551.4146	Kg/j
H2O	=	56.12828	Kgmol/j	=	1010.3091	Kg/j

Jumlah = 86.63094 Kgmol/j = 8288.0156 Kg/j

b. Hasil reaksi keluar reaktor

C6H10O5	=	0.16847	Kgmol/j	=	27.2924	Kg/j
C5H8O4	=	0.07553	Kgmol/j	=	9.9705	Kg/j
C31H34O11	=	0.00010	Kgmol/j	=	0.0610	Kg/j
H2O	=	103.00463	Kgmol/j	=	1854.0834	Kg/j
CH4	=	84.56339	Kgmol/j	=	1353.0142	Kg/j
CO	=	128.29829	Kgmol/j	=	3720.6506	Kg/j
C	=	107.29086	Kgmol/j	=	1287.4904	Kg/j

Jumlah = 423.40128 Kgmol/j = 8252.5625 Kg/j

2. NERACA PANAS

Diketahui Cp rata-rata untuk masing-masing komponen
sebagai berikut :

cp H2O	=	17.995	Kcal/kmol K
cp C4H9OH	=	27.08	Kcal/kmol K
cp C4H8O	=	24.59	Kcal/kmol K

$$c_p H_2 = 6.892 \text{ Kcal/kmol K}$$

Zona Preheating :

a. Enthalpi Umpan masuk zona preheating :

$$\begin{aligned} \text{Suhu bahan} &= 30 \text{ Celcius} \\ \text{Suhu referensi} &= 25 \text{ Celcius} \end{aligned}$$

Komponen	M, Kgmol/j	Cp.dT	Q, Kcal/j
C6H10O5	16.847	230.200	3878.221
C5H8O4	7.553	181.250	1369.053
C31H34O11	6.102	765.400	4670.538
H2O	56.128	89.900	5045.932
CH4	0.000	42.500	0.000
CO	0.000	34.850	0.000
C	0.000	10.145	0.000
			14963.744

b. Enthalpi Umpan keluar zona Preheating :

$$\begin{aligned} \text{Suhu bahan} &= 300 \text{ Celcius} \\ \text{Suhu referensi} &= 25 \text{ Celcius} \end{aligned}$$

Komponen	M, Kgmol/j	Cp.dT	Q, Kcal/j
C6H10O5	16.847	12661.000	213302.156
C5H8O4	7.553	9968.750	75297.922
C31H34O11	6.102	42097.000	256879.563
H2O	56.128	4944.500	277526.281
CH4	0.000	2337.500	0.000
CO	0.000	1916.750	0.000
C	0.000	557.975	0.000
			823005.938

Neraca Panas Zona Preheating :

Masuk

Keluar

1. Enthalpi Umpan masuk I
pada suhu 30.0000 °C
= 14963.74 Kcal/jam

1. Enthalpi hasil reaksi
pada suhu 300.00 °C
= 823005.94Kcal/jam

2. Beban panas reaktor
=1010052.75 Kcal/jam

2. Panas hilang
= 202010.56 Kcal/jam

1025016.50 Kcal/jam

1025016.50 Kcal/jam

Zona Reaksi :

a. Enthalpi Umpan masuk Zona reaksi :

Suhu bahan = 300 Celcius
Suhu referensi = 25 Celcius

Komponen	M, Kgmol/j	Cp.dT	Q, Kcal/j
C6H10O5	16.847	12661.000	213302.156
C5H8O4	7.553	9968.750	75297.922
C31H34O11	6.102	42097.000	256879.563
H2O	56.128	4944.500	277526.281
CH4	0.000	2337.500	0.000
CO	0.000	1916.750	0.000
C	0.000	557.975	0.000

823005.938

b. Enthalpi Hasil reaksi keluar Zona reaksi :

Suhu bahan = 750 Celcius
Suhu referensi = 25 Celcius

Komponen	M, Kgmol/j	Cp.dT	Q, Kcal/j
C6H10O5	0.168	33379.000	5623.414
C5H8O4	0.076	26281.250	1985.130
C31H34O11	0.000	110983.000	11.632
H2O	103.005	13035.500	1342716.875
CH4	84.563	6162.500	521121.875
CO	128.298	5053.250	648323.375
C	107.291	1471.025	157827.547

2677609.750

c. Panas Reaksi :

Reaksi I :

Panas Pembentukan C₆H₁₀O₅ = -182.6900 Kcal/gmol
Panas Pembentukan CH₄ = -17.8900 Kcal/gmol
Panas Pembentukan CO = -25.4200 Kcal/gmol
Panas Pembentukan H₂O = -57.8000 Kcal/gmol
Panas Pembentukan C = 0.0000 Kcal/gmol

Panas reaksi pada suhu 25 C

$$\begin{aligned} \text{DHRo} &= \text{DHf produk} - \text{DHf reaktan} \\ &= (1.5 \text{ DHf CH}_4 + 2 \text{ DHf H}_2\text{O} + 3 \text{ DHf CO} + 1.5 \text{ DHf C}) - \\ &\quad \text{DHf C}_6\text{H}_{10}\text{O}_4 \\ &= (1.5 \cdot -17.89 + 2 \cdot -57.80 + 3 \cdot -25.42 + 1.5 \cdot 0.00) - \\ &\quad (-182.69) \\ &= -36.005 \text{ KCal/gmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi total :

$$\begin{aligned} \text{Qr1} &= \text{dHRo} \cdot \text{NAo} \cdot \text{Xa} \\ &= -36.0050 \cdot 1000 \cdot 16.8472 \cdot 0.99 \text{ Kcal/j} \\ &= -600516.8750 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

Reaksi II :

Panas Pembentukan C₅H₈O₄ = -128.2400 Kcal/gmol
Panas Pembentukan CH₄ = -17.8900 Kcal/gmol
Panas Pembentukan CO = -25.4200 Kcal/gmol
Panas Pembentukan H₂O = -57.8000 Kcal/gmol
Panas Pembentukan C = 0.0000 Kcal/gmol

Panas reaksi pada suhu 25 C

$$\begin{aligned} \text{DHRo} &= \text{DHf produk} - \text{DHf reaktan} \\ &= (1.5 \text{ DHf CH}_4 + \text{DHf H}_2\text{O} + 3 \text{ DHf CO} + 0.5 \text{ DHf C}) - \\ &\quad \text{DHf C}_5\text{H}_8\text{O}_4 \\ &= (1.5 \cdot -17.89 + -57.80 + 3 \cdot -25.42 + 0.5 \cdot 0.00) - \\ &\quad (-128.24) \\ &= -32.655 \text{ KCal/gmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi total :

$$\begin{aligned} \text{Qr2} &= \text{dHRo} \cdot \text{NAo} \cdot \text{Xa} \\ &= -32.6550 \cdot 1000 \cdot 7.5534 \cdot 0.99 \text{ Kcal/j} \\ &= -244189.5313 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

Reaksi III :

Panas Pembentukan C₃H₃O₁₁ = -302.4800 Kcal/gmol
Panas Pembentukan CH₄ = -17.8900 Kcal/gmol

Panas Pembentukan CO = -25.4200 Kcal/gmol
 Panas Pembentukan H2O = -57.8000 Kcal/gmol
 Panas Pembentukan C = 0.0000 Kcal/gmol

Panas reaksi pada suhu 25 C
 DHRo = DHf produk - DHf reaktan
 = (8 DHf CH4 + DHf H2O + 10 DHf CO + 13 DHf C) - DHf
 C31H34O11
 = (8 -17.89 + -57.80 + 10 -25.42 + 13 0.00) - (-
 128.24)
 = -152.640 KCal/gmol

Panas reaksi total :
 Qr3 = dHRo . NAO . Xa
 = -152.6400 . 1000 . 6.1021 . 0.99 Kcal/j
 = -922108.2500 Kcal/j

Panas reaksi total = Qr1 + Qr2 + Qr3
 Qr = -600516.88 + -244189.53 + -922108.25 Kcal/j
 = -1766814.63 Kcal/j

Jadi :

Panas Masuk (Q1) = 823005.94 KCal/j
 Panas Keluar (Q2) = 2677609.75 KCal/j
 Panas Reaksi (Qr) = -1766814.63 KCal/j

Neraca Panas disekitar reaktor :
 Input - output = Accumulation
 Panas Masuk - (Panas keluar + panas reaksi + panas yang
 dibuang) = 0

$$H1 - (H2 + Qr + Qp) = 0$$

Panas Yang dibutuhkan (Qp) = (H2 + Qr) - H3
 = (823005.94 + 1766814.63) -
 2677609.75
 = 87789.1875 KCal/j

Effisiensi panas = 0.80 %
 Beban panas zona reaksi = 87789.1875 Kcal/jam / 0.80
 = 109736.4844 KCal/j

Panas hilang zona reaksi = 109736.4844 -
 87789.1875 Kcal/jam /
 = 21947.2969 KCal/j

Neraca Panas Zona reaksi :

Masuk	Keluar
1. Enthalpi Umpan masuk pada suhu 300.00 °C = 823005.94 Kcal/jam	1. Enthalpi hasil reaksi pada suhu 750.00 °C = 2677609.75 Kcal/jam
2. Panas Reaksi = 1766814.63 Kcal/jam	2. Panas Hilang = 21947.30 Kcal/jam
3. Beban Panas = 109736.48 Kcal/jam	
2699557.00 Kcal/jam	2699557.00 Kcal/jam

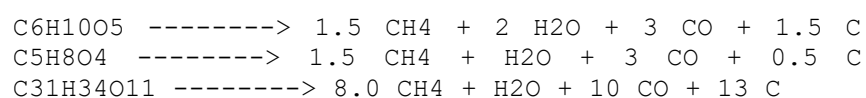
Neraca Panas Keseluruhan reaktor :

Masuk	Keluar
1. Enthalpi Umpan masuk pada suhu 30.00 °C = 14963.74 Kcal/jam	1. Enthalpi hasil reaksi pada suhu 750.00 °C = 2677609.75 Kcal/jam
2. Panas Reaksi = 1766814.63 Kcal/jam	2. Panas Hilang = 223957.86 Kcal/jam
3. Beban Panas = 1119789.25 Kcal/jam	
2901567.50 Kcal/jam	2901567.50 Kcal/jam

3. KONSTANTA KECEPATAN REAKSI

Konstanta kecepatan reaksi ditentukan berdasarkan
Prec. Indian Acad. Sci. (Ensg. Sci.), Vol. 5, It. 4,
December 1982, pp. 269-285. ~) print #1,ed in India.

dengan persamaan reaksi :



untuk RAP berlaku persamaan :

$$\frac{V}{Fv} = CA_0 \int \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$\Theta = CA_0 \int_{x_{A1}}^{x_{A2}} \frac{dX_A}{k CA}$$

$$\Theta = CA_0 \int_{x_{A1}}^{x_{A2}} \frac{dX_A}{k CA_0 (1-X_A)}$$

$$\Theta = \frac{1}{k} \int_{x_{A1}}^{x_{A2}} \frac{dX_A}{(1-X_A)}$$

$$\Theta = -\frac{1}{k} \ln(1 - X_A)$$

Konversi = 0.990
Waktu reaksi = 60.00 detik

$$k = -\frac{1}{60} \ln(1 - 0.990)$$

$$= 0.0768 \text{ (1/dt)}$$

4. WAKTU REAKSI

Untuk Reaktor Flidized bed berlaku persamaan :

Konversi = 0.990

$$\Theta = \frac{1}{k} \ln(1 - X_A)$$

$$= -\frac{1}{0.0768} \ln(1 - 0.990)$$

$$= 60.0000 \text{ detik}$$

5. KECEPATAN VOLUME UMPAN DAN VOLUME REAKTOR

$$\text{BM rata-rata} = 18.000$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas gas} &= \frac{P \cdot \text{BM}}{82.06 \cdot T} \\ &= \frac{5.00 \cdot 18.000}{82.06 \cdot 1023.00} \\ &= 0.00107 \text{ kg/lt} \\ &= 1.07210 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Viscositas gas} = 0.000200 \text{ kg/m dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Volume umpan} &= \frac{0.7153 \text{ kg/dt}}{1.0721 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0.66717 \text{ m}^3/\text{dt} \end{aligned}$$

Volume gas dalam reaktor.

$$\begin{aligned} V &= F_v \cdot \Theta \\ &= 0.6672 \text{ m}^3/\text{dt} \cdot 60.0000 \text{ dt} \\ &= 40.030 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Space void gas} = 0.55$$

Net Volume reaktor :

$$\begin{aligned} V_r &= \frac{40.030 \text{ m}^3}{0.55} \\ &= 72.782112 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

6. KECEPATAN FLUIDISASI

$$\begin{aligned} \text{Diameter partikel padatan} &= 0.0001 \text{ m} \\ &= 100 \text{ mikrometer} \\ \text{Densitas bulk padatan} &= 360.00 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Densitas gas} &= 1.07 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Dari persamaan 13.3-2 Froment & Bischof diperoleh persamaan kecepatan minimum terfluidisasi sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 U_{mf} &= 1.118e-13 \frac{D_p^{1.82} \cdot (\rho_s - \rho_g)^{0.94}}{\rho_g^{0.06} \cdot u^{0.88}} \\
 &= 1.118e-13 \frac{100^{1.82} (360.0 - 1.0721)^{0.94}}{1.0721^{0.06} \cdot 0.00020^{0.88}} \\
 &= 0.00004 \text{ m/dt}
 \end{aligned}$$

7. UKURAN PIPA DAN JUMLAH PIPA

Dipilih diameter pipa 24 inches, 40 NPS.

Dari tabel 11. Kern : OD = 18.625 in

ID = 18.125 in

At = 257.8848 in²

At' = 4.873542 sqft/ft

Luas penampang pipa = 257.8848 in²

= 6.5503 m²

Dirancang : Panjang pipa = 11.6 m

Volume per pipa :

V pipa = 6.5503 m² · 11.6 m

= 75.8679 m³

Volume Reaktor = 72.782 m³

N pipa = 72.782 m³ / 75.87 m³

= 0.96 pipa

Kec. Volume gas per pipa = 0.6672 m³/dt / 1.000 pipa

= 0.6672 m³/dt

Kec. linier gas dlm pipa (U_f) = 0.6672 m³/dt / 6.5503 m²

U_f = 0.1019 m/dt

Kecepatan minimum terfluidisasi (U_{mf}) = 0.000040 m/dt

maka :

U_f > U_{mf} <====> 0.101854 > 0.000040

Jadi U_f > U_{mf} maka padatan dalam reaktor dapat terfluidisasi.

8. KECEPATAN TERMINAL MAKSIMUM PADATAN

$$\begin{aligned}
 U_t &= \left[\frac{3.1 D_p (\rho_s - \rho_g) g}{\rho_g} \right]^{1/2} && \text{pers. 13.3-3} \\
 &= \left[\frac{3.1 \cdot 0.00010 \cdot (360 - 1.0721) \cdot 9.8}{1.0721} \right]^{1/2} \\
 &= 1.0085 \text{ m/dt}
 \end{aligned}$$

$$U_f < U_t \iff 0.101854 < 1.008509$$

Jadi $U_f < U_t$ maka padatan dalam reaktor tidak terbawa gas dalam reaktor.

9. TRANSFER PANAS DALAM REAKTOR

a. Kebutuhan pemanas

Panas diperoleh dari proses pembakaran carbon dengan reaksi pembakaran sebagai berikut :



$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan panas} &= 1119789.2500 \text{ Kcal/j} \\
 &= 4443608.0000 \text{ Btu/j}
 \end{aligned}$$

kebutuhan Carbon :

$$\begin{aligned}
 \text{Carbon} &= \frac{Q}{D_{Hc}} \\
 &= \frac{1119789.2500}{94.03 \times 1000} \\
 &= 11.9089 \text{ Kmol/j} \\
 &= 142.9062 \text{ Kg/j}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan Udara pembakar :

$$\text{Kebutuhan oksigen stoikiometris} = 11.909 \text{ Kmol/jam}$$

Oksigen pembakar berlebih 25 % maka kebutuhan O₂ :

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ pembakar} &= 1.25 \times 11.9089 \text{ Kmol/jam} \\ &= 14.8861 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ sisa} &= 14.8861 - 11.9089 \text{ Kmol/jam} \\ &= 2.9772 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{CO}_2 \text{ hasil} = 11.9089 \text{ Kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{N}_2 \text{ dalam udara} &= (79/21) \times 14.8861 \text{ Kmol/jam} \\ &= 56.0000 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi Udara pembakar :

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= 14.88606 \text{ Kgmol/j} = 476.3540 \text{ Kg/j} \\ \text{N}_2 &= 55.99995 \text{ Kgmol/j} = 1567.9988 \text{ Kg/j} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah} = 70.88602 \text{ Kgmol/j} = 1949.0819 \text{ Kg/j}$$

Komposisi gas bakar keluar burner :

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= 11.90885 \text{ Kgmol/j} = 523.9894 \text{ Kg/j} \\ \text{O}_2 &= 2.97721 \text{ Kgmol/j} = 95.2708 \text{ Kg/j} \\ \text{N}_2 &= 55.99995 \text{ Kgmol/j} = 1567.9988 \text{ Kg/j} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah} = 67.90881 \text{ Kgmol/j} = 2091.9883 \text{ Kg/j}$$

a. Beda suhu LMTD

$$\begin{aligned} \text{Suhu Umpan gas masuk} &= 30.00 \text{ oC} \\ \text{Suhu Umpan gas keluar} &= 750.00 \text{ oC} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu pemanas masuk} &= 1200.00 \text{ oC} \\ \text{Suhu pemanas keluar} &= 800.00 \text{ oC} \end{aligned}$$

$$\text{Dt}_1 = 1200 - 30 = 1170 \text{ C}$$

$$\text{Dt}_2 = 800 - 750 = 50 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\text{Dt}_1 - \text{Dt}_2}{\ln \text{Dt}_1/\text{Dt}_2} \\ &= \frac{1170 - 50}{\ln (1170 / 50)} \\ &= 355.25 \text{ C} \\ &= 639.44 \text{ Of} \end{aligned}$$

c. Overall Heat Transfer (Ud).

Overall heat transfer (Ud) :
sebesar = 40 BTU/j sqft F

d. Luas Transfer panas A

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q_t}{U_d \cdot \text{LMTD}} \\ &= \frac{4443608.000}{40 \cdot 639.4} \\ &= 173.73 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

e. Panjang Pipa transfer panas :

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{N \text{ pipa} \cdot \text{at}'} \\ &= \frac{173.729}{1 \cdot 4.8735} \\ &= 35.65 \text{ ft} \\ &= 10.87 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi Panjang pipa > Panjang pipa transfer panas sehingga transfer panas dapat berlangsung baik.

10. DIMENSI REAKTOR

a. Panjang reaktor :

Panjang pipa = 11.6 m
Ruang kosong atas = 0.5 m
Ruang kosong bawah = 0.5 m

$$\begin{aligned} \text{Panjang Reaktor} &= (0.50 + 11.58 + 0.50) \text{ m} \\ &= 12.58 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Diamter reaktor :

Diameter reaktor = 18.625 in
= 0.473 m

11. TEBAL REAKTOR

a. Tebal shell :

Digunakan baja Stainless Steel SA 167 Grade C

Tekanan design (p) = 88.20 psi
Allowable stress = 18750 psi
Efisiensi sambungan = 0.85
Faktor korosi = 0.125 in
Jari-jari Reaktor = 9.06 in

$$\begin{aligned}t_{\text{shell}} &= \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0.6 \cdot p} + c \\&= \frac{88.2 \cdot 9.06}{18750 \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 88.2} + 0.125 \\&= 0.175 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal shell 3/16 in

b. Tebal Head :

$$\begin{aligned}t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot S \cdot e - 0.2 \cdot p} + c \\&= \frac{0.885 \cdot 88.2 \cdot 18.13}{2 \cdot 18750 \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 88.2} + 0.125 \\&= 0.169 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal head 3/16 in

A-2 PERHITUNGAN CYCLONE

CYCLONE - 01 (CY - 01)

Tugas : Menangkap padatan yang keluar dari Reaktor Fludized Bed
(RFB - 01) dengan kecepatan umpan = 9635.210 Kg/jam

Type alat : Standard Cyclone

Neraca massa :

Umpan masuk :

Padatan :

C6H10O5	=	2.7292	Kg/j
C5H8O4	=	0.9970	Kg/j
C31H34O11	=	0.0061	Kg/j
CARBON	=	128.7490	Kg/j

gas :

H2O	=	4429.0640	Kg/j
CH4	=	1353.0142	Kg/j
CO	=	3720.6506	Kg/j

Total	=	9635.2100	Kg/j

diharapkan padatan terendapkan = 99.900 %

maka padatan terendapkan = $0.999 \cdot 5782.0781$ kg/j
= 132.3490 kg/j

padatan tidak terendapkan = $132.481 - 132.3490$ kg/j
= 0.1325 kg/j

Densitas gas

$$\begin{aligned} \text{rhog} &= \frac{P \cdot \text{BM}}{82.06 \cdot T} \\ &= \frac{5.0000 \cdot 20.707}{82.06 \cdot 320.380} \times 62.4 \\ &= 0.2457 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan Volume umpan (Qv) :

$$\begin{aligned}
 Qv &= \frac{G \cdot 2.2}{3600 \cdot \rho_{\text{hog}}} \\
 &= \frac{9502.7285 \cdot 2.2}{3600 \cdot 0.246} \\
 &= 23.6320 \text{ ft}^3/\text{dt}
 \end{aligned}$$

Kecepatan linier umpan (v) :

$$\begin{aligned}
 v &= \left[\frac{dP \cdot 2 \cdot g}{4 \cdot \rho_{\text{hog}}} \right]^{0.5} \\
 &= \left[\frac{3.000 \cdot 2 \cdot 32.2}{4 \cdot 0.24574} \right]^{0.5} \\
 &= 14.0197 \text{ ft/dt}
 \end{aligned}$$

jumlah putaran (Nt) :

$$\begin{aligned}
 Nt &= (0.1079 - 0.00077 \cdot (v) + 1.924 \text{ E-}06 \cdot (v^2)) \cdot v \\
 &= (0.1079 - 0.00077 \cdot (14.0197) + 1.924\text{E-}06 \cdot (14.020^2)) \cdot 14.020 \\
 &= 1.36668 \text{ putaran}
 \end{aligned}$$

diameter cyclone

$$\begin{aligned}
 Dc &= (4 \cdot (3.14) \cdot v \cdot Nt \cdot (\rho_{\text{hos}} - \rho_{\text{hog}})) \cdot \left[\frac{(d_p/304800)^2}{9 \cdot (\mu_{\text{g}})} \right] \\
 &= (4 \cdot (3.14) \cdot (14.020) \cdot (1.37) \cdot (95.472 - 0.25)) \cdot \left[\frac{(100.00/304800)^2}{9 \cdot (0.0001285)} \right] \\
 &= 2.1329 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

pehitungan Bc

$$\begin{aligned}
 Bc &= \frac{Dc}{4} \\
 &= \frac{2.1329}{4} \\
 &= 0.5332 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

pehitungs n De

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{Dc}{2} \\
 &= \frac{2.1329}{2} \\
 &= 1.0665 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

perhitungan Hc

$$\begin{aligned} H_c &= \frac{D_c}{2} \\ &= \frac{2.1329}{2} \\ &= 1.0665 \text{ ft} \end{aligned}$$

perhitungan Lc

$$\begin{aligned} L_c &= 2 \cdot (D_c) \\ &= 2 \cdot (2.1329) \\ &= 4.2659 \text{ ft} \end{aligned}$$

perhitungan Sc

$$\begin{aligned} S_c &= \frac{D_c}{8} \\ &= \frac{2.1329}{8} \\ &= 0.2666 \text{ ft} \end{aligned}$$

perhitungan Zc

$$\begin{aligned} Z_c &= 2 \cdot (D_c) \\ &= 2 \cdot (2.1329) \\ &= 4.2659 \text{ ft} \end{aligned}$$

perhitungan Lc

$$\begin{aligned} L_c &= 2 \cdot (D_c) \\ &= 2 \cdot (2.1329) \\ &= 4.2659 \text{ ft} \end{aligned}$$

perhitungan Jc

$$\begin{aligned} J_c &= \frac{D_c}{4} \\ &= \frac{2.1329}{4} \\ &= 0.5332 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 dp \text{ kritis} &= \frac{dp}{9} \\
 &= \frac{100.00}{9} \\
 &= 11.111
 \end{aligned}$$

perbandingan dp/dpc

$$\begin{aligned}
 (dp/dpc) &= \frac{\%100.0000}{11.1111} \\
 &= 9.0000
 \end{aligned}$$

$$\text{eff.} = 0.9990 \text{ ft}$$

perhitungan massa yang tidak terendapkan

$$\begin{aligned}
 mst1 &= \text{massa terendapkan} - \text{massa tidak terendapkan} \\
 &= 132.4814 - 132.34895 \\
 &= 0.1325 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

perhitungan massa yang tidak terendapkan

$$\begin{aligned}
 C1 &= \text{massa terendapkan} \cdot (1 - \text{effisiensi}) \\
 &= 132.4814 \cdot (1 - 0.99900) \\
 &= 0.1325 \text{ kg} \\
 mst2 &= C1 \cdot (1 - \text{effisiensi}) \\
 &= 0.1325 \cdot (1 - 0.99900) \\
 &= 0.0001 \text{ kg} \\
 mst2 &= 0.0001 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 المعهد الإسلامي للدراسات والبحوث

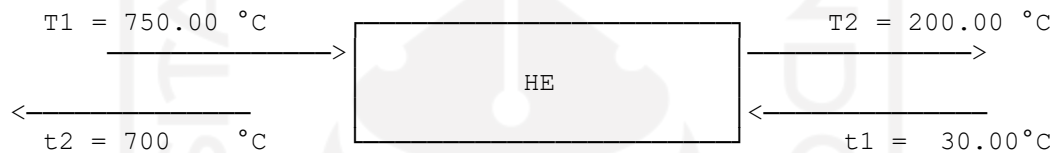
PERHITUNGAN WASTE HEAT BOILER

WASTE HEAT BOILER (WHB - 01)

Tugas : Mendinginkan Campuran Keluar Reaktor dari suhu 750.00 °C menjadi 200.00 °C dengan pendingin air, menghasilkan Steam jenuh pada suhu 153.10 °C dengan kecepatan umpan = 9502.729 Kg/j

Type Alat : Shell & tube boiler.

Boiler :



A. Suhu campuran dan Neraca Panas :

1. Panas Sensible Boiler :

Suhu Keluar = 750 Celcius
Suhu masuk = 25 Celcius

Komponen	m kgmol/jam	cp dT	H = m cp dT
CH ₄	232.5407	5086.599609	1182841.25000
CO	48.3219	5046.725098	243867.53125
H ₂ O	246.0591	6430.750000	1582344.75000
			3009053.5000

Enthalpi umpan (H1) = 3009053.5000 Kcal/j
Suhu Keluar = 200 Celcius
Suhu masuk = 25 Celcius

Komponen	m kgmol/jam	cp dT	H = m cp dT
CH ₄	232.5407	1227.799927	285513.4062
CO	48.3219	1218.175049	58864.57813
H ₂ O	246.0591	1552.250000	381945.28125
			726323.2500

$$\text{Enthalpi umpan (H2)} = 726323.2500 \text{ Kcal/j}$$

$$\begin{aligned} \text{Beban Panas HE} &= H1 - H2 \\ &= 3009053.500 - 726323.2500 \text{ Kcal/j} \\ &= 2282730.250 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

B. Kebutuhan Air untuk Steam

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_{s1} + Q_v + Q_{s2} \\ &= m \text{ cp cair } (T_s - T_1) + m \cdot H_{fg} + m \text{ cp uap } (T_2 - T_s) \\ &= m (\text{cp cair } (T_s - T_1) + H_{fg} + \text{cp uap } (T_2 - T_s)) \end{aligned}$$

maka

$$m = Q_t / (C_p \text{ cair } (T_s - T) + H_{fg} + C_p \text{ uap } (T_s - T))$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu jenuh Steam} &= 153.10 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Suhu Umpan air} &= 30.00 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Spesific Heat air} &= 1 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C} \\ \text{Spesific Heat uap air} &= .45 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C} \\ \text{Panas Latent air} &= 501.45 \text{ Kcal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{2282730.2500}{(1 (153 - 30) + 501 + 0.45 (700 - 153))} \\ &= 2621.8394 \text{ Kg/j} \end{aligned}$$

C. Perhitungan Luas transfer panas :

a. Menentukan DT lmtd

$$\begin{aligned} \text{Suhu Umpan masuk} &= 307.58 \text{ F} \\ \text{Suhu Umpan keluar} &= 86 \text{ F} \\ \text{Suhu Gas panas masuk} &= 1382 \text{ F} \\ \text{Suhu Gas panas keluar} &= 392 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{DT(lmtd)} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln(T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)} \\ &= \frac{(1382.0 - 86.0) - (392.0 - 307.6)}{\ln(1382.0 - 86.0) / (392.0 - 307.6)} \\ &= 611.8231 \text{ F} \end{aligned}$$

Umpan dan Gas Panas :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Umpan masuk} &= 2621.839 \text{ Kg/j} \\ &= 5768.047 \text{ lb/j} \\ \text{Kecepatan Gas Panas} &= 9502.729 \text{ Kg/j} \\ &= 20906.01 \text{ lb/j} \end{aligned}$$

Beban panas :

$$\begin{aligned} \text{Beban panas Boiler} &= 2282730 \text{ Kcal/j} \\ &= 9058453 \text{ BTU/j} \end{aligned}$$

Overall heat transfer

$$\begin{aligned} \text{Dari tabel 8 Kern hal.840 dipilih Ud untuk} & \\ \text{hot fluid} &= \text{Gases} \\ \text{cold fluid} &= \text{Water} \\ \text{Range Ud} &= 2 - 50 \text{ BTU/j sqft F} \\ \text{dipilih Ud} &= 12 \text{ BTU/j sqft F} \end{aligned}$$

Pemilihan pipa

$$\begin{aligned} \text{dari tabel 10. Kern dipilih pipa :} & \\ \text{OD} &= .75 \text{ in} \\ \text{ID} &= .62 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 16 \\ \text{AT1} &= .302 \text{ sqin} \\ \text{AT2} &= .1963 \text{ sqft/ft} \end{aligned}$$

Luas transfer panas dan jumlah pipa :

- Luas Transfer Panas :

$$A = \frac{Q_{bc}}{U_d \cdot \text{lmt d}}$$
$$= \frac{9058453.000}{12 \cdot 611.82}$$

$$= 1233.81 \text{ sqft}$$

- Jumlah Pipa :

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a'}$$
$$= \frac{1233.806}{16 \cdot 0.1963}$$
$$= 393 \text{ pipa}$$

Dari tabel 9. Kern diperoleh lay out Boiler berupa HE 1 - 2 dengan spesifikasi :

<p>SHELL :</p> <p>ID shell = 25.00 Nt = 394 pass = 1</p>	<p>TUBE :</p> <p>OD, BWG = 0.75, 16 ID = 0.62 pitch = 1.00 Square Pitch panjang = 16 pass = 2</p>
--	---

$$\begin{aligned}
 \text{Ud terkoreksi} &= \frac{Q_c}{L \cdot at' \cdot Nt \cdot Dtlmtd} \\
 &= \frac{9058453.000}{16 \cdot 0.1963 \cdot 394 \cdot 611.82} \\
 &= 11.96 \text{ Btu/j sqft F}
 \end{aligned}$$

Tube side, Hot fluid :

Luas per pipa (at)

$$\begin{aligned}
 at &= \frac{Nt \cdot at''}{144 \cdot n} \\
 &= \frac{394 \cdot 0.3020}{144 \cdot 2} \\
 &= 0.4132 \text{ sqft}
 \end{aligned}$$

Kecepatan massa Gas Panas (Gt)

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{wc}{at} \\
 &= \frac{20906.006}{0.413}
 \end{aligned}$$

$$= 50601.1523 \text{ lb/sqft.j}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{\text{id} \cdot G_t}{\text{visc}} \\ &= \frac{0.620 \cdot 50601.152}{0.097} \\ &= 27008.191 \end{aligned}$$

Dari fig 24. Kern diperoleh $jH = 120$

$$\begin{aligned} h_i &= jH \left[\frac{k}{D} \right] \left[\frac{cp \cdot \mu}{k} \right]^{0.33} \\ &= 120 \left[\frac{0.019}{0.052} \right] \left[\frac{0.199 \cdot 0.0968}{0.0195} \right]^{0.33} \end{aligned}$$

$$h_i = 45.0 \text{ Btu} / \text{j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = \text{id}/\text{od} \cdot h_i$$

$$h_{io} = 37.2 \text{ Btu} / \text{j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Shell side, Cold fluid

Jarak Buffle (B):

$$\begin{aligned} B &= \frac{\text{IDs}}{1} \\ &= \frac{25.00}{1} \\ &= 25.00 \text{ in} \end{aligned}$$

Luas flow area (as) :

$$\begin{aligned}As &= \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt \cdot pass} \\&= \frac{25.00 \cdot 0.2500 \cdot 25.00}{144 \cdot 1.000 \cdot 2} \\&= 1.085 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Kecepatan massa Umpan :

$$\begin{aligned}Gs &= wa / as \\&= 5768.05 / 1.08507 \\&= 5315.832 \text{ lb/j ft}^2\end{aligned}$$

Reynold Number Shell:

$$\begin{aligned}Res &= \frac{De \cdot Gs}{\mu} \\&= \frac{0.079 \cdot 5315.8}{0.0354} \\&= 11895\end{aligned}$$

Asumsi $h_o = 300 \text{ BTU/j sqft F}$
 $h_{io} = 37.2012$

$$t_c = 307.58$$

$$T_c = 392.00$$

$$\begin{aligned}t_w &= t_c + h_{io} / (h_o + h_{io}) (T_c - t_c) \\&= 307.58 + 37 / (300.00 + 37.2) (392.00 - 307.58) \\&= 316.89 \text{ F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_f &= (t_w - t_c) \\&= (316.89 - 307.58) \\&= 9.31 \text{ F}\end{aligned}$$

Dari fig. 15.11 diperoleh $h_o = 25$

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= \frac{25.00 \cdot 37.20}{25.00 + 37.20}$$

$$= 14.95 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_d \cdot U_c}$$

$$= \frac{14.95 - 11.96}{14.95 \cdot 11.96}$$

$$= 0.01670$$

$$\begin{aligned} R_d \text{ min organic Vapor} &= 0.001 \\ R_d \text{ min water} &= 0.001 \\ R_d \text{ min total} &= 0.001 + 0.001 = 0.002 \end{aligned}$$

Jadi $R_d > R_d \text{ min}$ -----> bisa digunakan

5. Pressure Drop

a. Shell

$$\begin{aligned} \text{Diameter equiv.} &= 0.079 \text{ ft} \\ \text{Reynold} &= 11894.63 \\ \text{Densitas} &= 0.870 \text{ lb/cuft} \\ \text{Jarak Buffle} &= 25.000 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari fig.29 Kern diperoleh :

$$f = 0.0000140$$

$$D_p \text{ shell} = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{2 \cdot g \cdot \text{Dens} \cdot D_e}$$

$$= \frac{0.00001 \cdot 5315.8^2 \cdot 25.00 \cdot 8}{5.22E+10 \cdot 0.87 \cdot 0.079}$$

$$= 0.0000 \text{ psi}$$

b. Pipa

$$\begin{aligned}d &= 0.052 \text{ ft} \\ \text{Ret} &= 27008.2 \\ \text{Dens} &= 0.0703 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

Dari fig.26 Kern diperoleh :

$$f = 0.0000230$$

$$\begin{aligned}\text{Dp tube} &= \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \text{Dens}^2 \cdot De'} \\ &= \frac{0.00002 \cdot 50601.2^2 \cdot 16.00 \cdot 2}{5.22\text{E}+10 \cdot 0.0703^2 \cdot 0.052} \\ &= 0.0049678 \text{ psi}\end{aligned}$$

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
الجامعة الإسلامية الاندونيسية

Waste Heat Boiler (WHB - 01)

Tugas: Mendinginkan Campuran Keluar Reaktor dari suhu 750 °C menjadi 200.00 °C dengan Steam jenuh pada suhu 120 °C dengan kecepatan umpan = 9502.729 Kg/j

Type Alat : Shell & tube boiler.

Beban panas Boiler = 381945.2813 Kcal/jam
Luas Transfer Panas = 1233.81 sqft

Umpan dan pendingin :

Kecepatan Umpan masuk = 5768.047 lb/j
Kecepatan Gas Panas = 20906.01 lb/j

Lay Out HE 1 - 2 :

SHELL :

ID shell = 25.00
Jumlah pipa = 394
Pass = 1

TUBE :

OD pipa, BWG = 0.75, 16
ID pipa = 0.62
pitch = 1.00 Square Pitch
panjang = 16
pass = 2

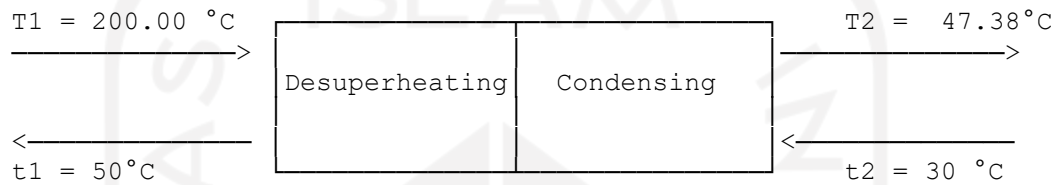
Jumlah = 1 buah
Bahan = Stainless Steel

PERHITUNGAN CONDENSER PARTIAL

CONDENSER PARTIAL - 01

Tugas: Mengembunkan Uap campuran yang keluar dari Reaktor dari 200.00°C menjadi suhu 47.38°C dengan pendingin Air pada suhu 30°C keluar suhu 50 °C, dengan kecepatan umpan = 9502.7285 kg/jam

Type Alat : Shell & tube Desuperheater Condenser



1. Neraca massa di sekitar Condenser

Komponen	Umpan masuk		Hasil atas		Hasil bawah	
	Kg/j	Kgmol/j	Kg/j	Kgmol/j	Kg/j	Kgmol/j
CH ₄	1353.01	84.563	1353.01	84.563	0.00	0.000
CO	3720.65	132.880	3720.65	132.880	0.00	0.000
H ₂ O	4429.06	246.059	92.70	5.150	4336.36	240.909
	9502.73		5166.37		4336.36	

1. Neraca Panas :

a. Enthalpi pada arus masuk Condenser

Suhu bahan = 200 Celcius

Suhu referensi = 25 Celcius

Komponen	M, Kgmol/j	Cp.dT	Q, Kcal/j
CH ₄	84.5634	1487.500	125788.0391
CO	132.8804	1382.5000	183707.1094
H ₂ O	246.0591	3146.5000	774225.0625
			1083720.2500

b. Enthalpi pada arus keluar

$$\begin{aligned} \text{Suhu bahan} &= 47.38 \text{ Celcius} \\ \text{Suhu referensi} &= 25 \text{ Celcius} \end{aligned}$$

Komponen	M, Kgmol/j	Cp.dT	Q, Kcal/j
CH ₄	84.5634	190.2300	16086.4961
CO	132.8804	176.8020	23493.5215
H ₂ O	246.0591	402.3925	99012.3438
			138592.3594

$$\begin{aligned} \text{Panas Sensible} &= 1083720.2500 - 138592.3594 \text{ Kcal/j} \\ &= 945127.8750 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

c. Enthalpi pada arus keluar Condenser

$$\begin{aligned} \text{Suhu bahan} &= 47.38 \text{ Celcius} \\ \text{Suhu referensi} &= 25 \text{ Celcius} \end{aligned}$$

Komponen	M, Kgmol/j	Cp.dT	Q, Kcal/j
CH ₄	84.5634	190.2300	16086.4961
CO	132.8804	176.8020	23493.5215
H ₂ O	246.0591	402.3925	99012.3438
			138592.3594

$$\begin{aligned} \text{Panas Sensible} &= 138592.3594 - 138592.3594 \text{ Kcal/j} \\ &= 0.0000 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

d. Panas Pengembunan uap :

$$\begin{aligned} \text{Suhu bahan} &= 47.38 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Suhu referensi} &= 25.00 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	M, Kgmol/j	Hfg	Q, Kcal/j
H ₂ O	240.9089	9717.00	2340911.75
			2340911.75

$$\begin{aligned} \text{Panas Pengembunan} &= 0.0000 + 2340911.7500 \text{ Kcal/jam} \\ &= 2340911.7500 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

e. Beban Panas Condenser Partial :

$$\begin{aligned}\text{Beban Panas} &= 945127.8750 \text{ Kcal/jam} + 2340911.7500 \text{ Kcal/jam} \\ &= 3286039.5000 \text{ Kcal/j}\end{aligned}$$

2. Menentukan Jumlah Air pendingin :

$$\begin{aligned}\text{Suhu pendingin masuk} &= 30 \text{ Celcius} \\ \text{Suhu pendingin keluar} &= 50 \text{ Celcius} \\ \text{Cp pendingin} &= .998 \text{ Kcal/Kg C}\end{aligned}$$

Jumlah Pendingin Air pendingin :

$$\begin{aligned}w_c &= \frac{Q_c}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{3286039.5000}{0.998 \cdot (50 - 30)} \\ &= 164631.2344 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

3. Menentukan luas transfer panas :

I. Desuperheating

a. Menentukan Suhu pendingin keluar seksi Desuperheating

$$\begin{aligned}\text{Beban panas Desuperheater} &= 945127.8750 \text{ Kcal/j} \\ &= 3750507.5000 \text{ Btu/j} \\ \text{Suhu pendingin keluar} &= 50.000 \text{ C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_{1'} &= t_2 - \frac{Q_s}{m C_p} \\ &= 50 - \frac{945127.8750 \text{ Kcal/j}}{164631.2344 \cdot 0.373} \\ &= 44.259 \text{ C}\end{aligned}$$

b. Menentukan lmtD Desuperheating

$$\begin{aligned}\text{Suhu Air pendingin masuk} &= 111.6664 \text{ F} \\ \text{Suhu Air pendingin keluar} &= 122 \text{ F} \\ \text{Suhu umpan masuk} &= 392 \text{ F} \\ \text{Suhu umpan keluar} &= 117.284 \text{ F}\end{aligned}$$

$$(\text{lmtD}) = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2)}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(392.000 - 122.000) - (117.284 - 111.666)}{\ln \frac{(392.000 - 122.000)}{(117.284 - 111.666)}} \\
 &= 68.27141 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

c. UA Desuperheating

$$\begin{aligned}
 (\text{UA})_1 &= \frac{Q_s}{(\text{lmtd})_{\text{des}}} \\
 &= \frac{3750507.5000 \text{ Btu/j}}{68.2714 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 54935.258 \text{ Btu/j}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

II. Condensing

a. Menentukan lmtd

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu Air pendingin masuk} &= 86 \text{ F} \\
 \text{Suhu Air pendingin keluar} &= 122 \text{ F} \\
 \text{Suhu umpan masuk} &= 392 \text{ F} \\
 \text{Suhu umpan keluar} &= 117.284 \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (\text{lmtd}) &= \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2)} \\
 &= \frac{(392.000 - 122.000) - (117.284 - 86.000)}{\ln \frac{(392.000 - 122.000)}{(117.284 - 86.000)}} \\
 &= 110.7569 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

b. UA Condensing

$$\begin{aligned}
 (\text{UA})_2 &= \frac{Q_c}{(\text{lmtd})_{\text{des}}} \\
 &= \frac{9289332.0000 \text{ Btu/j}}{110.7569 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 83871.3750 \text{ Btu/j}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

c. DT weighted

$$\begin{aligned} \text{Beban panas total} &= 3286039.5000 \text{ Kcal/j} \\ &= 13039839.0000 \text{ Btu /j} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{DT weighted} &= \frac{Q_{\text{total}}}{(UA_1 + UA_2)} \\ &= \frac{13039839.0000 \text{ Btu /j}}{(54935.2578 + 83871.3750)} \\ &= 93.9425 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Umpan dan pendingin :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Umpan masuk} &= 9502.729 \text{ Kg/j} \\ &= 20906 \text{ lb/j} \\ \text{Kecepatan Air pendingin} &= 164631.2 \text{ Kg/j} \\ &= 362188.7 \text{ lb/j} \end{aligned}$$

c. Beban panas :

$$\begin{aligned} \text{Beban panas Condenser Partial} &= 3286040 \text{ Kcal/j} \\ &= 1.303984\text{E}+07 \text{ BTU/j} \end{aligned}$$

d. Overall heat transfer

$$\begin{aligned} \text{Dari tabel 8 Kern hal.840 dipilih Ud untuk} & \\ \text{hot fluid} &= \text{Gases} \\ \text{cold fluid} &= \text{water} \\ \text{Range Ud} &= 2 - 50 \text{ Btu / j ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{dipilih Ud} &= 45 \text{ Btu / j ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

e. Pemilihan pipa

dari tabel 10. Kern dipilih pipa :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= .75 \text{ in} \\ \text{ID} &= .482 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 10 \\ \text{AT1} &= .182 \text{ sqin} \\ \text{AT2} &= .1963 \text{ sqft/ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan luas transfer Panas :

Luas transfer panas dan jumlah pipa :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \cdot \text{lmtd}} \\ &= \frac{13039839.0000}{45.000 \cdot 93.9425} \\ &= 3084.592 \text{ sqft} \end{aligned}$$

g. Jumlah Pipa :

$$\begin{aligned}
 Nt &= \frac{A}{L \cdot at'} \\
 &= \frac{3084.5918}{16 \cdot 0.1963} \\
 &= 982 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

4. Menentukan Lay Out HE :

Dari tabel 9. Kern diperoleh lay out HE 1 - 2 dengan spesifikasi :

<p>SHELL :</p> <p>ID shell = 39.00 Nt = 1024 pass = 1</p>	<p>TUBE :</p> <p>OD, BWG = 0.75, 10 ID = 0.482 pitch = 1.00 Square pitch panjang = 16 pass = 2</p>
---	--

$$\begin{aligned}
 \text{Ud terkoreksi} &= \frac{Qc}{L \cdot at' \cdot Nt \cdot lmt d} \\
 &= \frac{3286039.5000}{16 \cdot 0.1963 \cdot 1024 \cdot 93.9425} \\
 &= 43.1589 \text{ Btu/j sqft F}
 \end{aligned}$$

Tube side, cold fluid :

Luas per pipa (at)

$$\begin{aligned}
 at &= \frac{Nt \cdot at''}{144 \cdot n} \\
 &= \frac{1024 \cdot 0.1820}{144 \cdot 2} \\
 &= 0.6471 \text{ sqft}
 \end{aligned}$$

Kecepatan massa pendingin (Gt)

$$Gt = \frac{wc}{at}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{362188.7188}{0.6471} \\
 &= 559700.9375 \text{ lb/sqft.j}
 \end{aligned}$$

Kecepatan linier pendingin

$$\begin{aligned}
 V_t &= \frac{G_t}{(3600 \cdot \text{den})} \\
 &= \frac{559700.9375}{(3600 \cdot 62.400)} \\
 &= 2.4915 \text{ fps}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 \text{Ret} &= \frac{\text{id} \cdot G_t}{\text{visc}} \\
 &= \frac{0.482 \cdot 559700.938}{0.500} \\
 &= 44962.6406
 \end{aligned}$$

Dari fig 25. Kern diperoleh :

$$\begin{aligned}
 h_i &= 190 \\
 h_{io} &= \text{id}/\text{od} \cdot h_i \\
 h_{io} &= 122.1067
 \end{aligned}$$

Shell side, hot fluid

Jarak Buffle (B):

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{ID_s}{4} \\
 &= \frac{39.00}{4} \\
 &= 9.75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas flow area (as) :

$$\begin{aligned}As &= \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt} \\&= \frac{39.00 \cdot 0.2500 \cdot 9.75}{144 \cdot 1.000} \\&= 0.6602 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Kecepatan massa umpan :

$$\begin{aligned}Gs &= wa / as \\&= 20906.0039 / 0.6602 \\&= 31668.2656 \text{ lb/j ft}^2\end{aligned}$$

Reynold Number Shell:

$$\begin{aligned}Res &= \frac{De \cdot Gs}{\mu} \\&= \frac{0.0792 \cdot 31668.2656}{0.0634} \\&= 39541 \cdot\end{aligned}$$

Kecepatan massa umpan :

$$\begin{aligned}G &= \frac{wa}{(L \cdot Nt^{2/3})} \\&= \frac{20906.0039}{16 \cdot 1024^{2/3}}\end{aligned}$$

$$G = 12.8613 \text{ lb/j linft}$$

Asumsi $h_o = 300 \text{ BTU/j sqft F}$
 $h_{io} = 122.1067$

$$\begin{aligned}t_a &= (t_1 + t_2) / 2 \\&= (86.000 + 122.000) / 2 \\&= 104.000 \text{ F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}T_v &= (T_1 + T_2) / 2 \\&= (392.000 + 117.284) / 2 \\&= 254.642 \text{ F}\end{aligned}$$

$$t_w = t_a + h_o / (h_o + h_{io}) (T_v - t_a)$$

$$= 104.000 + 300 / (300.000 + 122.107) (254.642 - 104.000)$$

$$= 211.064 \text{ F}$$

$$t_f = (t_a + t_w) / 2$$

$$= (104.000 + 211.064) / 2$$

$$= 157.532 \text{ F}$$

Sifat embunannya pada suhu $t_f = 157.5322 \text{ F}$

densitas = 1.072
 Konduktivitas = .2583
 viscositas = 1.235

Dari fig. 12.9 diperoleh $h_o = 85$

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= \frac{85.0000 \cdot 122.107}{85.0000 + 122.107}$$

$$= 50.1146 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_d \cdot U_c}$$

$$= \frac{50.1146 - 43.159}{50.1146 \cdot 43.1589}$$

$$= 0.0032$$

Rd min GASES = 0.001
 Rd min water = 0.001
 Rd min total = 0.001 + 0.001 = 0.002

Jadi $R_d > R_d \text{ min}$ -----> bisa digunakan

5. Pressure Drop

a. Shell

$d_e = 0.0792 \text{ ft}$
 $Res = 39541.2109$
 $Dens = 0.8702 \text{ lb/cuft}$

Dari fig.29 Kern diperoleh :

$$f = 0.0001400$$

$$D_p \text{ shell} = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{2 \cdot g \cdot Dens \cdot D_e}$$

$$= \frac{0.00014 \cdot 31668.2656^2 \cdot 39.00 \cdot 2}{2 \cdot 5.22E+10 \cdot 0.8702 \cdot 0.0792}$$

$$= 0.0030 \text{ psi}$$

b.

Pipa

$$d = 0.0402 \text{ ft}$$

$$\text{Ret} = 44962.6406$$

$$\text{Dens} = 1.0000 \text{ lb/cuft}$$

Dari fig.26 Kern diperoleh :

$$f = 0.0002300$$

$$\text{Dp tube} = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \text{Dens}^2 \cdot De'}$$

$$= \frac{0.00023 \cdot 559700.9375^2 \cdot 16.00 \cdot 2}{5.22E+10 \cdot 1.00^2 \cdot 0.040}$$

$$= 0.5498 \text{ psi}$$

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 الجامعة الإسلامية
 الباسطه الاندونيسية

A-5 PERHITUNGAN SEPARATOR

SEPARATOR (SP - 01)

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk didalam
Condenser (CD - 01) pada suhu 47.38 °C tekanan 5 atm

Type alat : Vertical Drum Separator

Kondisi Operasi :

Suhu : 47.38 °C
Tekanan : 5 atm

Neraca Massa :

1. Neraca massa di sekitar Separator

Komponen	Umpan masuk		Hasil atas		Hasil bawah	
	Kg/j	kgmol/j	Kg/j	kgmol/j	Kg/j	kgmol/j
CH ₄	1353.0142	84.563	1353.014	84.563	0.0000	0.0000
CO	3720.6504	132.880	3720.650	132.880	0.0000	0.0000
H ₂ O	4429.0645	246.059	92.704	5.150	4336.3599	240.909
	9502.7285		5166.369		4336.360	

1. Dimensi Separator

Kecepatan massa cairan :

$$Wl = 4336.360 \text{ kg/j} * 2.2 \text{ lb/kg} / 3600 \text{ dt/j} \\ = 2.650 \text{ lb/dt}$$

$$Rho_l = 62.275 \text{ lb/cuft}$$

Kecepatan massa uap :

$$Wv = 5166.369 \text{ kg/j} * 2.2 \text{ lb/kg} / 3600 \text{ dt/j} \\ = 3.157 \text{ lb/dt}$$

$$rho_v = \frac{Pt \cdot BM}{R \cdot T}$$

$$= \frac{5.0 \cdot 23.21}{0.00 \cdot 273.0} \cdot 62.4 \\ = 0.32325 \text{ lb/cuft}$$

Vapor - liquid separation factor :

$$\begin{aligned} F_{sv} &= \frac{W_l}{W_v} \left[\frac{\rho_{ov}}{\rho_{ol}} \right]^{0.5} \\ &= \frac{2.650}{3.157} \left[\frac{0.323}{62.28} \right]^{0.5} \\ &= 0.060 \end{aligned}$$

Dari fig. 5-1, Evans diperoleh harga $K_v = 0.097$

Maximum Vapor velocity :

$$\begin{aligned} (U_v)_{\max} &= K_v \cdot \left[\frac{\rho_{ol} - \rho_{ov}}{\rho_{ov}} \right]^{0.5} \\ &= 0.097 \cdot \left[\frac{62.28 - 0.323}{0.323} \right]^{0.5} \\ &= 1.346 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Kecepatan Volume uap :

$$\begin{aligned} Q_v &= \frac{3.157 \text{ lb/dt}}{0.323 \text{ lb/cuft}} \\ &= 9.767 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Luas penampang shell (As) :

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{9.767 \text{ cuft}}{1.346 \text{ ft/dt}} \\ &= 7.258 \text{ sqft} \end{aligned}$$

Diameter shell minimum :

$$\begin{aligned} D_{\min} &= \left[\frac{4 \cdot A_{\min}}{\pi} \right]^{0.5} \\ &= \left[\frac{4 \cdot 7.258}{\pi} \right]^{0.5} \\ &= 3.041 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diambil diameter Separator = 3.54 ft

Diambil (H/D) = 3

Waktu tinggal cairan dalam separator = 0.33 jam
= 1200 dt

Kecepatan volume cairan = $\frac{2.650 \text{ lb/dt}}{62.28 \text{ lb/cuft}}$
= 0.04255 cuft/dt

Volume cairan = 0.04255 cuft/dt . 1200 dt
= 51.06 cuft

Tinggi cairan dalam separator :

$$H_1 = \frac{\text{Volume cairan}}{\text{Luas penampang}}$$
$$= \frac{51.064 \text{ cuft}}{(3.14 \cdot 3.541^2)/4}$$
$$= 5.19 \text{ ft}$$

Tinggi separator total untuk (h/d) = 3.00
= 3.000 * 3.541 ft
= 10.62 ft

Tinggi ruang kosong dalam separator :
= Tinggi separator (Ht) - Tinggi cairan (Hl)
= 10.622 - 5.188 ft
= 5.434 ft

Maka diperoleh ukuran Separator :

- Diameter (D) = 3.541 ft
- Tinggi (H) = 10.622 ft
- Tinggi Cairan = 5.188 ft
- Tinggi ruang kosong = 5.434 ft

2. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan Plate Steels SA 167 grade 3

Tekanan design (p) = 88.20 psi
Allowable stress = 18750 psi
efisiensi sambungan = 0.85
faktor korosi = 0.125 in
Jari-jari tangki = 21.24 in

Tebal Shell :

$$\begin{aligned}t_{\text{shell}} &= \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0.4 \cdot p} + c \\&= \frac{88.20 \cdot 21.24}{18750.00 \cdot 0.85 - 0.4 \cdot 88.20} + 0.125 \\&= 0.243 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipakai tebal shell 1/4 in

3. Menghitung tebal head

Bentuk head : Elliptical Dished Head
Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

Tekanan design (p) = 88.20 psi
Allowable stress = 18750 psi
efisiensi sambungan = 0.85
faktor korosi = 0.125 in
Jari-jari tangki = 21.24 in

Tebal Head :

$$\begin{aligned}t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot S \cdot e - 0.2 \cdot p} + c \\&= \frac{0.885 \cdot 88.20 \cdot 42.49}{2 \cdot 18750.00 \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 88.20} + 0.125 \\&= 0.229 \text{ in}\end{aligned}$$

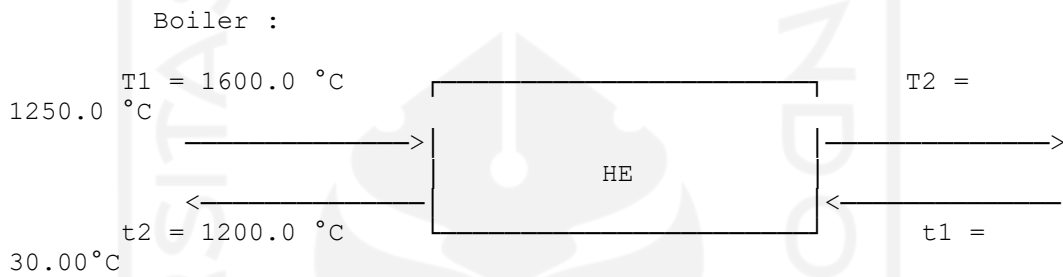
Dipilih tebal head 1/4 in

A-6 PERHITUNGAN BOILER

BOLIER (BL - 01)

Tugas : Membangkitkan Steam sebagai umpan turbin generator listrik pada suhu 1250 °C dengan kecepatan umpan = 5166.369 Kg/j

Type Alat : Shell & tube boiler.



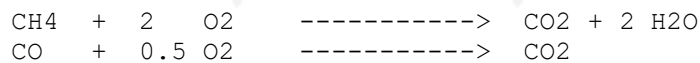
1. Umpan masuk

Komponen	kgmol/jam	kg/jam
CH ₄	84.5634	1353.0142
CO	132.8804	3720.6506
H ₂ O	5.1502	92.7042
	222.5940	5166.3691

2. Kebutuhan udara pembakaran

Udara pembakaran dibuat berlebih 20% sehingga terjadi reaksi pembakaran sempurna

Reaksi pembakaran:



$$\begin{aligned}
 \text{maka kebutuhan O}_2 \text{ stoikiometris} &= 2 \cdot 84.5634 + 0.5 \cdot 132.8804 \\
 &= 235.5670 \text{ Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

digunakan O₂ berlebih 20%

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan O}_2 \text{ dalam udara} &= 1.2 \times 235.5670 \text{ Kmol/jam} \\
 &= 282.6804 \text{ Kmol/jam} \\
 &= 9045.7715 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{N}_2 \text{ dalam udara masuk} &= \frac{79}{21} \times 282.6804 \text{ Kmol/jam} \\
 &= 1063.4166 \text{ Kmol/jam} \\
 &= 29775.6660 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total udara kering} &= 9045.7715 + 29775.6660 \\
 &= 38821.4375 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

Kelembaban udara mutlak diasumsi sebesar 0.02 Kg H₂O / Kg udara kering

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O dalam udara} &= 0.02 \times 38821.4375 \text{ Kg/jam} \\
 &= 776.4287 \text{ Kg/jam} \\
 &= 43.1349 \text{ Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Komposisi udara masuk

Komponen	kgmol/jam	kg/jam
O ₂	282.6804	9045.7715
N ₂	1063.4166	29775.6660
H ₂ O	43.1349	776.4287
	1389.2319	39597.8672

3. Komposisi gas bakar keluar Boiler

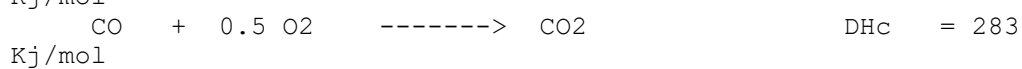
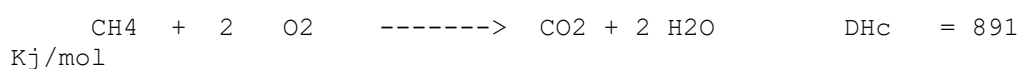
$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ sisa} &= 282.6804 - 235.5670 \\
 &= 47.1134 \text{ Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= 84.5634 + 132.8804 \\
 &= 217.4438 \text{ Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O terbentuk} &= 2 \times 84.5634 + 5.1502 + 43.1349 \\
 &= 217.4119 \text{ Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	kgmol/jam	kg/jam
O ₂	47.1134	1507.6289
N ₂	1063.4166	29775.6660
CO ₂	217.4438	9567.5264
H ₂ O	217.4119	3913.4146
	1545.3857	44764.2344

Heat combustion



$$\begin{aligned}
 \text{CH}_4 \text{ yang terbakar} &= 84.5634 \text{ Kmol/jam} \\
 &= 84563.3828 \text{ mol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO yang terbakar} &= 132.8804 \text{ Kmol/jam} \\ &= 132880.3906 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas pembakaran yang dilepaskan} &= 891 \times 84563.3828 + 283 \times \\ 132880.3906 & \\ &= 112951128.00 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Effisiensi panas pembakaran : 80 %

Jadi panas yang di konversi menjadi tenaga listrik :

$$\begin{aligned} Q &= 0.8 \times 112951128.00 \text{ KJ/jam} \\ &= 90360904.00 \text{ KJ/jam} \\ &= 21514502.00 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

B. Kebutuhan Air untuk Steam

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_s + Q_v \\ &= m \text{ cp } (T_s - T) + m \cdot H_{fg} \\ &= m (\text{ cp } (T_s - T) + H_{fg}) \end{aligned}$$

maka

$$m = Q_t / (C_p \cdot (T_s - T) + H_{fg})$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu jenuh Steam} &= 1200.00 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Suhu Umpan air} &= 30.00 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Spesific Heat air} &= 1 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C} \\ \text{Panas Latent air} &= 496.02 \text{ Kcal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{21514502.0000}{(1 (1200 - 30) + 496)} \\ &= 12913.7119 \text{ Kg/j} \end{aligned}$$

B. Perhitungan Luas transfer panas :

a. Menentukan DT lmtd

$$\begin{aligned} \text{Suhu Umpan masuk} &= 86 \text{ F} \\ \text{Suhu Umpan keluar} &= 2192 \text{ F} \\ \text{Suhu Gas panas masuk} &= 2912 \text{ F} \\ \text{Suhu Gas panas keluar} &= 2282 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 DT(lmtd) &= \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln(T1-t2)/(T2-t1)} \\
 &= \frac{(2912.0 - 2192.0) - (2282.0 - 86.0)}{\ln(2912.0 - 2192.0)/(2282.0 - 86.0)} \\
 &= 793.7779 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Umpan dan Gas Panas :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan Umpan masuk} &= 12913.71 \text{ Kg/j} \\
 &= 28410.17 \text{ lb/j} \\
 \text{Kecepatan Gas Panas} &= 5166.369 \text{ Kg/j} \\
 &= 11366.01 \text{ lb/j}
 \end{aligned}$$

Beban panas :

$$\begin{aligned}
 \text{Beban panas Boiler} &= 2.15145\text{E}+07 \text{ Kcal/j} \\
 &= 8.537501\text{E}+07 \text{ BTU/j}
 \end{aligned}$$

Overall heat transfer

$$\begin{aligned}
 \text{Dari tabel 8 Kern hal.840 dipilih Ud untuk} \\
 \text{hot fluid} &= \text{Gases} \\
 \text{cold fluid} &= \text{Water} \\
 \text{Range Ud} &= 2 - 50 \text{ BTU/j sqft F} \\
 \text{dipilih Ud} &= 12 \text{ BTU/j sqft F}
 \end{aligned}$$

Pemilihan pipa

$$\begin{aligned}
 \text{dari tabel 10. Kern dipilih pipa :} \\
 \text{OD} &= .75 \text{ in} \\
 \text{ID} &= .62 \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 16 \\
 \text{AT1} &= .302 \text{ sqin} \\
 \text{AT2} &= .1963 \text{ sqft/ft}
 \end{aligned}$$

Luas transfer panas dan jumlah pipa :

- Luas Transfer Panas :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_{bc}}{U_d \cdot lmtd} \\
 &= \frac{85375008.000}{12 \cdot 793.78} \\
 &= 8962.94 \text{ sqft}
 \end{aligned}$$

- Jumlah Pipa :

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a_t'}$$

$$= \frac{8962.940}{16 \cdot 0.1963}$$

$$= 2854 \text{ pipa}$$

Dari tabel 9. Kern diperoleh lay out Boiler berupa HE 1 - 2 dengan spesifikasi :

SHELL :	TUBE :
ID shell = 80.00	OD, BWG = 0.75, 16
Nt = 2850	ID = 0.62
pass = 1	pitch = 1.00 Square Pitch
	panjang = 16
	pass = 2

$$U_d \text{ terkoreksi} = \frac{Q_c}{L \cdot a_t' \cdot N_t \cdot D_{t \text{ lmtd}}}$$

$$= \frac{85375008.000}{16 \cdot 0.1963 \cdot 2850 \cdot 793.78}$$

$$= 12.02 \text{ Btu/j sqft F}$$

Tube side, Hot fluid :

Luas per pipa (at)

$$a_t = \frac{N_t \cdot a_t''}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{2850 \cdot 0.3020}{144 \cdot 2}$$

$$= 2.9885 \text{ sqft}$$

Kecepatan massa Gas Panas (Gt)

$$Gt = \frac{wc}{at}$$

$$= \frac{11366.013}{2.989}$$

$$= 3803.1970 \text{ lb/sqft.j}$$

Bilangan Reynold

$$Ret = \frac{id \cdot Gt}{visc}$$

$$= \frac{0.620 \cdot 3803.197}{0.0097}$$

$$= 20299.430$$

Dari fig 24. Kern diperoleh jH = 120

$$hi = jH \left[\frac{k}{D} \right] \left[\frac{cp \cdot \mu}{k} \right]^{0.33}$$

$$= 120 \left[\frac{0.019}{0.052} \right] \left[\frac{5.408 \cdot 0.0097}{0.0195} \right]^{0.33}$$

$$hi = 62.6 \text{ Btu / j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$hio = id/od \cdot hi$$

$$hio = 51.8 \text{ Btu / j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Shell side, Cold fluid

Jarak Buffle (B):

$$B = \frac{IDs}{1}$$

$$= \frac{80.00}{1} = 80.00 \text{ in}$$

Luas flow area (as) :

$$\begin{aligned}As &= \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt \cdot pass} \\&= \frac{80.00 \cdot 0.2500 \cdot 80.00}{144 \cdot 1.000 \cdot 2} \\&= 11.111 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Kecepatan massa Umpan :

$$\begin{aligned}Gs &= wa / as \\&= 28410.17 / 11.1111 \\&= 2556.915 \text{ lb/j ft}^2\end{aligned}$$

Reynold Number Shell:

$$\begin{aligned}Res &= \frac{De \cdot Gs}{\mu} \\&= \frac{0.079 \cdot 2556.9}{0.0354} \\&= 5721\end{aligned}$$

Asumsi $h_o = 300 \text{ BTU/j sqft F}$
 $h_{io} = 51.78265$

$$t_c = 86.00$$

$$T_c = 2282.00$$

$$\begin{aligned}t_w &= t_c + h_{io} / (h_o + h_{io}) (T_c - t_c) \\&= 86.00 + 51.8 / (300.00 + 51.8) (2282.00 - 86.00) \\&= 409.25 \text{ F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_f &= (t_w - t_c) \\&= (409.25 - 86.00) \\&= 323.25 \text{ F}\end{aligned}$$

Dari fig. 15.11 diperoleh $h_o = 25$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} \\
 &= \frac{25.00 \cdot 51.78}{25.00 + 51.78} \\
 &= 16.86 \text{ Btu/j sqft F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_d \cdot U_c} \\
 &= \frac{16.86 - 12.02}{16.86 \cdot 12.02} \\
 &= 0.02391
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d \text{ min organic Vapor} &= 0.001 \\
 R_d \text{ min water} &= 0.001 \\
 R_d \text{ min total} &= 0.001 + 0.001 = 0.002
 \end{aligned}$$

Jadi $R_d > R_d \text{ min}$ -----> bisa digunakan

5. Pressure Drop

a. Shell

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter equiv.} &= 0.079 \text{ ft} \\
 \text{Reynold} &= 5721.32 \\
 \text{Densitas} &= 0.870 \text{ lb/cuft} \\
 \text{Jarak Buffle} &= 80.000 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari fig.29 Kern diperoleh :

$$f = 0.0014000$$

$$\begin{aligned}
 D_p \text{ shell} &= \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{2 \cdot g \cdot \text{Dens} \cdot D_e} \\
 &= \frac{0.00140 \cdot 2556.9^2 \cdot 80.00 \cdot 3}{5.22E+10 \cdot 0.87 \cdot 0.079} \\
 &= 0.0006 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

b. Pipa

$$\begin{aligned}
 d &= 0.052 \text{ ft} \\
 \text{Ret} &= 20299.4 \\
 \text{Dens} &= 0.0905 \text{ lb/cuft}
 \end{aligned}$$

Dari fig.26 Kern diperoleh :

$$f = 0.0000230$$

$$\begin{aligned} \text{Dp tube} &= \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \text{Dens}^2 \cdot De'} \\ &= \frac{0.00002 \cdot 3803.2^2 \cdot 16.00 \cdot 2}{5.22\text{E}+10 \cdot 0.0905^2 \cdot 0.052} \\ &= 0.0000218 \text{ psi} \end{aligned}$$



A-7

PERHITUNGAN TURBIN

TURBIN GENERATOR (TG - 01)

Tugas : mengekspansikan Steam untuk menggerakkan generator listrik

dari 50.00 atm menjadi tekanan 1.000 atm dengan kecepatan umpan = 12913.71 Kg/j

Type alat : Centifugal Turbin

Komposisi umpan :

Komponen	Kgmol/j	y	Cp	Cv	Cp/Cv
H ₂ O	717.428	1.00000	8.37	6.38	1.311

Cp/Cv rata - rata = 1.311281

Jumlah Steam yang akan diekspansikan :

$$\begin{aligned} W &= 12913.713 \text{ Kg / j} \\ &= 473.503 \text{ lb / menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas Steam} &= 0.0102 \text{ kg / lt} \\ &= 0.6378 \text{ lb / cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Steam} &= \frac{12913.713 \text{ lb / j}}{0.63782 \text{ lb / cuft } 60 \text{ men / j}} \\ &= 337.446 \text{ cuft /men} \end{aligned}$$

Dari fig. 12.52 Ludwig diperoleh :

$$\frac{(n - 1)}{n} = 0.27$$

Effisiensi Polythropic :

Dari pers. 12.45 Ludwig :

$$\begin{aligned} \text{ep} &= \frac{(k - 1)/k}{(n - 1)/n} \\ &= \frac{(1.311 - 1)/1.311}{0.270} \\ &= 0.879 \end{aligned}$$

Tekanan kritis dan suhu kritis rata-rata:

$$\begin{aligned}T_c \text{ rata-rata} &= 51.60 \text{ }^\circ\text{K} \\P_c \text{ rata-rata} &= 82.000 \text{ atm}\end{aligned}$$

$$\text{Tekanan Reduce (Pr)} = \frac{50.00}{82.00 \text{ atm}}$$

$$= 0.61 \text{ atm}$$

$$= \%1073.00$$

$$\text{Suhu Reduce (Tr)} = \frac{51.60}{51.60}$$

$$= 20.79 \text{ atm}$$

Sehingga dari fig. 3.12 Smith Vanes

diperoleh harga $z_1 = 0.956$

Suhu Steam Keluar tiap stage :

$$T_2 = T_1 \cdot \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(n-1)/n/s}$$

$$T_2 = 1073.0 \left[\frac{1.00}{50.00} \right]^{(0.27)/0}$$

$$= 373.15 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$= 100.15 \text{ }^\circ\text{C}$$

Pressure Ratio :

Untuk menaikkan tekanan dari 50.00 atm menjadi 1.00 atm diperoleh :

$$R_c = \left[\frac{P_2}{P_1} \right] = \left[\frac{1.00}{50.00} \right] = 0.02$$

Head Turbin :

$$hp = \frac{1545 \cdot Z1 \cdot T1}{BM} \left[\frac{n}{n-1} \right] \left[\frac{P2}{P1} \right]^{(n-1)/(n \cdot s)} - 1$$

$$hp = \frac{1545 \cdot 0.956 \cdot 1073.0}{18.00} \left[\frac{1}{0.27} \right] \left[\frac{1.00}{50.00} \right]^{0.27/1} - 1$$

= -212695.38 ft (Melakukan kerja)

Wheel Selection :

1. Intake Volume = 337.45 cuft / men
2. Nominal speed = 9800 rpm
Maximum speed = 10870 rpm
3. Nominal Polythropic head = 8200 ft

Brake Horse Power (BHP) :

- Weight Flow = 215.229 Kg/menit
- Total head = 212695.375 ft/stage
- Effisiensi Polythropic (ep) = 0.879
- Enthalpi puncak = 809.524 Btu/Kg

Panas total keadaan puncak = 215.229 Kg/menit x 809.524 Btu/Kg
= 174232.63 Btu/menit

$$W = Q \frac{(T1 - T2)}{T1}$$

$$= \frac{174232.625 \text{ Kcal/menit } (1073.000 - 373.145)}{1073.000}$$

$$= 113641.70 \text{ Btu/menit}$$

$$= 26819.44 \text{ Hp}$$

$$= 19999.26 \text{ Kwatt}$$

$$= 20.00 \text{ M watt}$$

TURBIN GENERATOR (TG - 01)

Tugas : mengekspansikan Steam untuk menggerakkan generator listrik

dari 50.00 atm menjadi tekanan 1.000 atm dengan kecepatan umpan = 12913.71 Kg/j

Tipe Alat : Centrifugal Turbin

Wheel Selection :

1. Intake Volume = 337.45 cuft / men
2. Nominal speed = 9800 rpm
Maximum speed = 10870 rpm
3. Nominal Polythropic head = 8200 ft
4. Jumlah Wheel per stage = 212695.38 / 8200

Brake Horse Power (BHP) :

- Weight Flow = 473.503 lb / men
Total head = 212695.375 ft / stage
Effisiensi Polythropic = 0.879
Daya Listrik = 20 M watt

PERHITUNGAN HOPPER

HOPPER (H - 01)

Tugas : Menampung Bahan Baku dengan kecepatan massa =
8288.0156 Kg/j dengan waktu tinggal 8 jam.

Type Alat : Tangki Silinder Vertical dengan conical Bottom Head.

Perhitungan dimensi Alat:
Kapasitas untuk waktu tinggal = 8 jam

$$\begin{aligned} W &= W_a \times 8 \text{ jam} \\ &= 8288.02 \times 8 \text{ jam} \\ &= 66304.13 \text{ kg} \end{aligned}$$

Digunakan Hopper berjumlah = 1

Densitas padatan : .59776

$$\begin{aligned} \text{Volume Padatan} &= \frac{W}{\text{Rhol}} \\ &= \frac{66304.13}{0.598} \\ &= 110920.977 \text{ lt} \\ &= 110.921 \text{ cub . m} \end{aligned}$$

Over design : 25 %

Over design = 25 %

$$\begin{aligned} V &= 1.25 \cdot 110.921 \text{ cub m} \\ &= 138.651 \text{ cub m} \end{aligned}$$

Diambil :

Kedalaman (L) = 4 x Diameter (D)
Tinggi cone (H) = Diameter (D)

maka volume Hopper :

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot H$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 4 \cdot D + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot D$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 4 \cdot D + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot D$$

$$= \frac{13 \pi D^2 D}{12}$$

maka

$$D = \left[\frac{12 \cdot V}{13 \cdot \pi} \right]^{1/3}$$

$$= \left[\frac{12 \cdot 138.651}{13 \cdot \pi} \right]^{1/3}$$

$$= 3.441 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} L &= 4 \cdot D \\ &= 4 \cdot 3.441 \text{ m} \\ &= 13.766 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= D \\ &= 3.441 \text{ m} \end{aligned}$$

maka ukuran Hopper :

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= 3.44 \text{ m} \\ \text{Kedalaman (L)} &= 13.77 \text{ m} \\ \text{Tinggi Cone (H)} &= 3.44 \text{ m} \end{aligned}$$

1. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design (p)} &= 14.70 \text{ psi} \\ \text{Allowable stress} &= 18750 \text{ psi} \\ \text{efisiensi sambungan} &= 0.85 \\ \text{faktor korosi} &= 0.125 \text{ in} \\ \text{Jari-jari tangki} &= 67.75 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal Shell :

$$t_{\text{shell}} = \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0.4 \cdot p} + c$$
$$= \frac{14.70 \cdot 67.75}{18750.00 \cdot 0.85 - 0.4 \cdot 14.70} + 0.125$$
$$= 0.188 \text{ in}$$

Dipakai tebal shell 3/16 in

3. Menghitung tebal head

Bentuk head : Conical Bottom Head
Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

Tekanan design (p) = 14.70 psi
Allowable stress = 18750 psi
efisiensi sambungan = 0.85
faktor korosi = 0.125 in
Jari-jari tangki = 67.75 in

Tebal Head :

$$t_{\text{head}} = \frac{0.885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot S \cdot e - 0.2 \cdot p} + c$$
$$= \frac{0.885 \cdot 14.70 \cdot 135.49}{2 \cdot 18750.00 \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 14.70} + 0.125$$
$$= 0.180 \text{ in}$$

Dipilih tebal head 3/16 in

PERHITUNGAN POMPA-01

POMPA (P - 01)

Fungsi : Mengalirkan Air dari Separator (SP - 01) menuju Waste Heat Boiler (WHB-01) dengan kecepatan 2621.839 kg/j

Type : Pompa centrifugal

Fraksi massa :

$$\text{H}_2\text{O} = 2621.8394 \text{ Kg/jam} = 1.000$$

$$\text{Total} = 2621.8394 \text{ Kg/jam} = 1.000$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= 1.0000 \text{ kg/Lt} \\ &= 1000.0 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Massa yang akan dipompa :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa} &= 2621.8394 \text{ Kg/jam} \\ &= 0.7283 \text{ Kg/dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viscositas Cairan} &= 0.7900 \text{ cp} \\ \text{Suhu} &= 58.20 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Penentuan titik pemompaan :

Titik 1 berada dipipa pemasukan Tangki (T -01) sehingga pada :

Titik (1) suction

$$\begin{aligned} - \text{Tinggi Suction head} &= 1 \text{ m} \\ - \text{Tekanan Suction head} &= P_o + \left[\frac{L}{g} \frac{h}{h} \right] \\ &= 5.00 + \left(\frac{1000.0 \text{ Kg}}{\text{m}^3} \times 9.8 \frac{\text{Kgf m}}{\text{dt}^2} \times 2.0 \text{ m} \right) \\ &= 5.00 + \left(\frac{101325 \text{ (Kg/m}^2\text{)}}{\text{atm}} \right) \\ &= 5.19 \text{ atm} \end{aligned}$$

Titik(2) Discharge :

$$\begin{aligned} - \text{Tinggi Discharge head} &= 5.00 \text{ m} \\ - \text{Tekanan Discharge head} &= 5.00 \text{ atm} \end{aligned}$$

Pemilihan pipa :

Digunakan pipa Stainless Steel dengan diameter Optimum :

$$\begin{aligned} \text{Diop} &= 226 * L^{(.50)} * \text{RHOL}^{(-.35)} \text{ mm} \\ &= 17.18938 \text{ mm} \\ &= .6767473 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 0.75 in
Schedule No. = 40
Diameter luar (OD) = 1.050 in
Diameter dalam (ID) = 0.824 in
Luas penampang (at) = 0.534 in²

Kecepatan Volume cairan :

$$Q = \frac{L}{\text{Rho}L}$$
$$Q = \frac{0.72829 \text{ Kg/dt}}{1000.0 \text{ Kg/m}^3}$$
$$= 0.000728 \text{ m}^3/\text{dt}$$
$$= 2.621840 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A_p}$$
$$= \frac{0.000728 \text{ m}^3/\text{dt}}{0.000344 \text{ m}^2}$$
$$= 2.118 \text{ m/dt}$$

Reynold Number :

$$\text{Re} = \frac{\text{Rho}L \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu L}$$
$$\text{Re} = \frac{1000.0 \cdot 2.118 \cdot 0.0209}{0.000790}$$
$$= 56110.73$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987
diperoleh :

panjang ekuivalent (Le) :

- 1 Sudden Enlargement = 4.00 ft
- 1 Sudden Contraction = 2.00 ft

- 4 Standard Elbow = 8.00 ft
- 1 Gate Valve = 0.45 ft
- Panjang total pipa (m) = 50.00 m

Besarnya Faktor Friksi = 1.786431E-02

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$\begin{aligned}
 H_p &= \frac{(P_2 - P_1)}{\rho \cdot L} \\
 &= \frac{(5.00 - 5.19) \cdot 10330}{1000.000} \\
 &= -2.0002 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2. Velocity Head :

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2 \cdot g} \\
 &= \frac{(2.12^2 - 2.12^2)}{2 \cdot 9.81} \\
 &= 0.0000 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Static Head :

$$\begin{aligned}
 H_s &= Z_2 - Z_1 \\
 &= 5.00 - 1.00 \\
 &= 4.0000 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Friction Head :

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0.0179 \cdot 54.40 \cdot 2.12^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.021} \\
 &= 10.6166 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= -2.00 + 0.00 + 4.00 + 10.62 \\
 &= 12.62 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Specific Speed :

Putaran Pompa (n) = 1750
Head Total (H) = 41.4 ft

$$Ns = \frac{n \cdot (Gpm)^{.5}}{(H)^{.75}}$$
$$Ns = \frac{1750 \cdot 11.54^2}{41.39^{.75}}$$
$$= 364.3513$$

(Dipakai jenis impeller: Radial, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants)

Brake Horse Power :

Debit cairan (Q) = 11.544 Gpm
Total Head = 41.392 ft
effisiensi = 0.60

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot spgr}{3960 \cdot eff}$$
$$= \frac{11.54 \cdot 41.39 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.60}$$
$$= 0.201 Hp$$

Besarnya Effisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus)
:0.88

$$BHP = \frac{BHP}{eff.}$$
$$= \frac{0.201}{0.88}$$
$$= 0.230 Hp$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 0.50 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

POMPA (P - 01)

Fungsi : Mengalirkan Air dari Unit Utilitas
menuju Waste Heat Boiler (WHB-01) dengan kecepatan
2621.839 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 0.8
Sch.No. = 40
OD = 1.050 in
ID = 0.824 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 11.544 gpm

Head Pompa :

- Friction Head = 10.62 m
- Pressure Head = -2.00 m
- Velocity Head = 0.00 m
- Static Head = 4.00 m

Putaran pompa:

- Kecepatan Putar = 1750 rpm
- Efisiensi motor = 0.88
- Motor Standard = 0.50 Hp

Jumlah pompa = 1 pompa

$$\begin{aligned}
 \text{Diopt} &= 226 * L^{(.50)} * \text{RHOL}^{(-.35)} \quad \text{mm} \\
 &= 38.14896 \text{ mm} \\
 &= 1.501928 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

$$\begin{aligned}
 \text{IPS} &= 1.50 \text{ in} \\
 \text{Schedule No.} &= 40 \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 1.900 \text{ in} \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 1.610 \text{ in} \\
 \text{Luas penampang (at)} &= 2.040 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan Volume cairan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{L}{\text{Rhol}} \\
 Q &= \frac{3.58714 \text{ Kg/dt}}{1000.0 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 0.003587 \text{ m}^3/\text{dt} \\
 &= 12.913713 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A_p} \\
 &= \frac{0.003587 \text{ m}^3/\text{dt}}{0.001313 \text{ m}^2} \\
 &= 2.732 \text{ m/dt}
 \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{\text{RhoL} \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu\text{L}} \\
 \text{Re} &= \frac{1000.0 \cdot 2.732 \cdot 0.0409}{0.000790} \\
 &= 141446.5
 \end{aligned}$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987
diperoleh :

panjang ekuivalent (Le) :

- 1 Sudden Enlargement = 9.00 ft
- 1 Sudden Contraction = 4.00 ft
- 4 Standard Elbow = 18.00 ft
- 1 Gate Valve = 1.00 ft
- Panjang total pipa (m) = 50.00 m

Besarnya Faktor Friksi = 1.598529E-02

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{(P_2 - P_1)}{\rho \cdot L} \\ &= \frac{(50.00 - 1.19) \cdot 10330}{1000.000} \\ &= 504.1698 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Velocity Head :

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2 \cdot g} \\ &= \frac{(2.73^2 - 2.73^2)}{2 \cdot 9.81} \\ &= 0.0000 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Static Head :

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 5.00 - 1.00 \\ &= 4.0000 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Friction Head :

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0.0160 \cdot 59.75 \cdot 2.73^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.041} \\ &= 8.8888 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 504.17 + 0.00 + 4.00 + 8.89 \\ &= 517.06 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesific Speed :

$$\begin{aligned} \text{Putaran Pompa (n)} &= 1750 \\ \text{Head Total (H)} &= 1696.4 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{.5}}{(H)^{.75}} \\ N_s &= \frac{1750 \cdot 56.86^2}{1696.39^{.75}} \\ &= 49.92152 \end{aligned}$$

(Dipakai jenis impeller: Radial, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants)

Brake Horse Power :

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 56.857 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 1696.386 \text{ ft} \\ \text{effisiensi} &= 0.60 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{Q \cdot H \cdot \text{spgr}}{3960 \cdot \text{eff}} \\ &= \frac{56.86 \cdot 1696.39 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.60} \\ &= 40.594 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus) :0.88

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{BHP}}{\text{eff.}} \\ &= \frac{40.594}{0.88} \end{aligned}$$

$$= 46.393 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 50.00 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

POMPA (P - 02)

Fungsi : Mengalirkan Air Unit Utilitas menuju
Boiler (B-01) dengan kecepatan 12913.71 kg/j

Type : Pompa Centrifugal

Pemilihan Pipa :

IPS = 1.5
Sch.No. = 40
OD = 1.900 in
ID = 1.610 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 56.857 gpm

Head Pompa :

- Friction Head = 8.89 m
- Pressure Head = 504.17 m
- Velocity Head = 0.00 m
- Static Head = 4.00 m

Putaran pompa:

- Kecepatan Putar = 1750 rpm
- Effisiensi motor = 0.88
- Motor Standard = 50.00 Hp

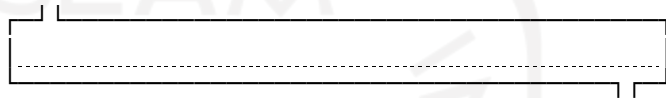
Jumlah pompa = 1 pompa

PERHITUNGAN SCREW-01

SCREW CONVEYOR (SC - 01)

Tugas : Mengangkut bahan baku dari Hopper menuju Reaktor
dengan kecepatan = 18233.6348 kg/j.

Type Alat : Screw conveyor.



Volume Screw Conveyor :

Volume screw Conveyor dihitung berdasarkan volume umpan masuk screw dimana volume bahan dalam screw Conveyor = 50 % volume Screw Conveyor.

$$V \text{ bahan} = 50 \% \cdot V \text{ Screw}$$

Volume Umpan dihitung dengan densitas rata-rata umpan.

$$\text{Densitas umpan} = 37.30 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Kecepatan umpan} = 40114.00 \text{ lb/jam}$$

$$= 18233.63 \text{ kg/jam}$$

$$= 668.57 \text{ lb/min}$$

$$\text{Kapasitas Volume} = (668.567 / 37.30) \text{ cuft/min}$$

$$= 17.924 \text{ cuft/min}$$

$$\text{Kecepatan Volume} = \frac{\text{Kapasitas Volume}}{0.50}$$

$$= \frac{17.9239 \text{ Cuft/min}}{0.50}$$

$$= 35.848 \text{ Cuft/min}$$

$$= 35.848 \text{ Cuft/min}$$

$$= 35.848 \text{ Cuft/min}$$

Jarak antara Hopper dengan Mixer = 30.00 ft

Luas penampang Screw :

$$\begin{aligned} A_o &= \left[\frac{\pi \cdot D^2}{4} \right] \\ &= \left[\frac{\pi \cdot 0.500^2}{4} \right] \\ &= 0.196 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Screw} &= A_o \cdot L \\ &= (0.20 \cdot 30.00) \text{ cuft} \\ &= 5.89 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Waktu tinggal

$$\begin{aligned} t &= \frac{\text{Volme screw}}{\text{Kecepatan Volume}} \\ &= \frac{5.89 \text{ cuft}}{35.8479 \text{ Cuft/min}} \\ &= 0.16 \text{ min} \end{aligned}$$

Jadi diperoleh Dimensi Screw Conveyor :

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 0.500 \text{ ft} \\ \text{Panjang} &= 30.000 \text{ ft} \\ \text{Waktu tinggal} &= 0.16 \text{ menit} \end{aligned}$$

Horse power :

$$\begin{aligned} \text{Coefficient} &= 1.3 \quad (\text{Brown, 1950}) \\ \text{Kapasitas} &= 668.567 \text{ lb/min} \\ \text{Panjang} &= 30.000 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= \text{Coefficient} \cdot \text{Kapasitas} \cdot \text{Panjang} / 33000 \\ &= 1.3 \cdot 668.567 \cdot 30.00 / 33000 \\ &= 0.79012 \text{ Hp} \end{aligned}$$

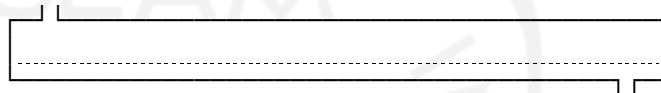
Daya Motor yang dibutuhkan = 1.00 Hp
Dari Table 13. Brown diperoleh Maximum Rpm = 250 rpm
Diambil Putaran = 85 rpm

PERHITUNGAN SCREW-02

SCREW CONVEYOR (SC - 02)

Tugas : Mengangkut hasil bawah Cyclone menuju Reaktor
dengan kecepatan = 291.4592 kg/j.

Type Alat : Screw conveyor.



Volume Screw Conveyor :

Volume screw Conveyor dihitung berdasarkan volume umpan masuk screw dimana volume bahan dalam screw Conveyor = 50 % volume Screw Conveyor.

$$V \text{ bahan} = 50 \% \cdot V \text{ Screw}$$

Volume Umpan dihitung dengan densitas rata-rata umpan.

$$\begin{aligned} \text{Densitas umpan} &= 40.85 \text{ lb/cuft} \\ \text{Kecepatan umpan} &= 641.21 \text{ lb/jam} \\ &= 291.46 \text{ kg/jam} \\ &= 10.69 \text{ lb/min} \\ \text{Kapasitas Volume} &= (10.687 / 40.85) \text{ cuft/min} \\ &= 0.262 \text{ cuft/min} \\ \text{Kecepatan Volume} &= \frac{\text{Kapasitas Volume}}{0.50} \\ &= \frac{0.2616 \text{ Cuft/min}}{0.50} \\ &= 0.523 \text{ Cuft/min} \end{aligned}$$

Jarak antara Hopper dengan Mixer = 30.00 ft

Luas penampang Screw :

$$\begin{aligned} A_o &= \left[\frac{\pi \cdot D^2}{4} \right] \\ &= \left[\frac{\pi \cdot 0.250^2}{4} \right] \\ &= 0.049 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Screw} &= A_o \cdot L \\ &= (0.05 \cdot 30.00) \text{ cuft} \\ &= 1.47 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Waktu tinggal

$$\begin{aligned} t &= \frac{\text{Volme screw}}{\text{Kecepatan Volume}} \\ &= \frac{1.47 \text{ cuft}}{0.5232 \text{ Cuft/min}} \\ &= 2.81 \text{ min} \end{aligned}$$

Jadi diperoleh Dimensi Screw Conveyor :

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 0.250 \text{ ft} \\ \text{Panjang} &= 30.000 \text{ ft} \\ \text{Waktu tinggal} &= 2.81 \text{ menit} \end{aligned}$$

Horse power :

$$\begin{aligned} \text{Coefficient} &= 1.3 \quad (\text{Brown, 1950}) \\ \text{Kapasitas} &= 10.687 \text{ lb/min} \\ \text{Panjang} &= 30.000 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= \text{Coefficient} \cdot \text{Kapasitas} \cdot \text{Panjang} / 33000 \\ &= 1.3 \cdot 10.687 \cdot 30.00 / 33000 \\ &= 0.01263 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Daya Motor yang dibutuhkan = 0.50 Hp
Dari Table 13. Brown diperoleh Maximum Rpm = 250 rpm
Diambil Putaran = 85 rpm



LAMPIRAN B
PERHITUNGAN UTILITAS

PERHITUNGAN UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan Air, Uap, Listrik dan Bahan Bakar. Dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas ini terdiri dari unit pengolahan air, pembuatan Steam dan penyediaan bahan bakar dan listrik.

A. Kebutuhan Air

Air yang digunakan meliputi :

1. Air Pendingin
2. Air Proses
3. Air kebutuhan Kantor dan Rumah tangga serta kebutuhan lain.

Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan air ini meliputi :

- Pengendapan
- Penggumpalan
- Penyaringan
- Demineralisasi
- Deaerasi.

A. Pengolahan Air

Kebutuhan Air :

1. Air pendingin.

CDP - 01 = 164631.234 Kg/j

Jumlah = 164631.234 kg/j

2. Air Proses

WHB - 01 = 2621.839 Kg/j
BL - 01 = 12913.712 Kg/j

Jumlah = 15535.551 kg/j

3. Air rumah tangga dan kantor.

Dianggap 1 orang membutuhkan 5 kg/j air
Jumlah karyawan = ± 182 orang
kebutuhan air untuk karyawan
= 910 kg/j

Dianggap 1 orang membutuhkan 10 kg/j air
Jumlah keluarga = ± 100 orang

kebutuhan air untuk keluarga
= 1000.00 kg/j

Kebutuhan lain - lain :

- air hydrant = 146 kg/j (5 % air untuk karyawan + keluarga)
- air taman = 146 kg/j (5 % air untuk karyawan + keluarga)

Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor :
= 2202 Kg/j

Kebutuhan air Total keseluruhan

= 164631.23 kg/j + 0.00 kg/j + 15535.55 kg/j + 2202 kg/j
= 182,368.55 kg/j

AIR HILANG :

- * Menentukan Jumlah air yang hilang di Cooling Tower :
 - Umpan Air pendingin = 164631.234 Kg/j
 - Panas Penguapan air pada suhu 122 °F = 569.0514 Kcal / kg

Pada suhu Dry bulb = 30 °F dari fig. 499 Brown untuk kelembaban relatif = 70 % diperoleh kelembaban mutlak = 0.0190 kg H₂O/ kg udara

Dirancang suhu udara keluar dari Cooling tower = 47.3 C pada keadaan jenuh dengan kelembaban mutlak = 0.0635 kg H₂O/ kg udara.

Neraca panas :

$Q_1 = M_1 cp_1 (50 - 25)$
 $Q_2 = M_2 cp_2 (30 - 25) + H_2O_{in} cp_3 (30 - 25) + H_2O_{in} hfg$
 $Q_3 = (M_1 - mv) cp_1 (30 - 25)$
 $Q_4 = M_2 cp_2 (T - 25) + (H_2O_{in} + mv) cp_3 (T - 25) + (H_2O_{in} + mv) hfg$

dicoba suhu keluar = 47.30
Kelembaban udara = 0.0635 kg H₂O/ kg Ud.kering
H₂O dibawa udara = 109754.16 Kg . 0.063 Kg H₂O / kg Udara
= 6965.70 Kg

Jumlah air yang menguap = H₂O out - H₂O in
= (6965.70 - 2085.33) kg
= 4880.37 kg

maka :

$Q_1 = 4115780.75$ Kcal/j
 $Q_2 = 1328544.00$ Kcal/j
 $Q_3 = 798754.31$ Kcal/j
 $Q_4 = 4645583.50$ Kcal/j

neraca panas :

$$\begin{aligned}(Q1 + Q2) &= (Q3 + Q4) \\ (4115780.75 + 1328544.00) &= (798754.31 + 4645583.50) \\ 5444325.00 &= 5444338.00\end{aligned}$$

Karena panas masuk = panas keluar maka jumlah air yang menguap dan suhu udara keluar sudah benar.

$$\begin{aligned}\text{Jumlah air menguap (Mv)} &= 4880.371 \text{ kg/j} \\ \text{Suhu udara} &= 47.299 \text{ C} \\ \text{Kelembaban udara} &= 0.0635 \text{ kg H}_2\text{O / kg udara kering}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{* Air yang hilang pada saat blow down Cooling Tower :} \\ \text{Air yang hilang} &= 0.125 \cdot 4880.371 \text{ Kg/j (12.5 \%)} \\ &= 610.05 \text{ Kg/j}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air make up sebelum blowdown Clarifier} \\ &= 4880.37 + 610.05 + 15535.55 + 3220.80 \text{ kg/j} \\ &= 24246.77 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{* Air yang hilang pada saat blow down Clarifier :} \\ \text{Air yang hilang} &= 0.025 \cdot 24246.768 \text{ Kg/j (2.5 \%)} \\ &= 606.17 \text{ Kg/j}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air yang tidak dapat direcycle (air make up):} \\ &= (4880.371 + 610.05 + 15535.55 + 3220.80 + 606.2) \text{ Kg/j} \\ &= 24852.938 \text{ Kg/j} \\ &= 24.853 \text{ M}^3\text{/j}\end{aligned}$$

ALAT - ALAT UTILITAS

1. Pompa (PU - 01)

Tugas : Mengalirkan air dari sungai menuju Bak Pengendap awal (BU - 01) dengan kecepatan = 24852.938 Kg/j

Kecepatan massa	: 24852.9375 kg/jam
Rapat Massa	: 1000.0 kg/m ³
Viscositas Cairan	: 0.6500 cp
Suhu	: 30.00 °C
Diambil :	
Pressure Head	: 0 m (tidak ada perubahan tekanan)
Velocity Head	: 0 m (Tidak ada perubahan kecepatan)

Pemilihan pipa :

Digunakan pipa Carbon Steel dengan diameter Optimum :

$$\begin{aligned}
 \text{Diopt} &= 282 \cdot L^{(.52)} \cdot [L^{(-.37)}] \text{ mm} \\
 &= 282 \cdot 6.9036^{(.52)} \cdot 1000.00^{(-.37)} \\
 &= 59.78169 \text{ mm} \\
 &= 2.35361 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

$$\begin{aligned}
 \text{IPS} &= 2.50 \text{ in} \\
 \text{Schedule No.} &= 40 \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 2.880 \text{ in} \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 2.469 \text{ in} \\
 \text{Luas penampang (at)} &= 4.790 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan Volume cairan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{L}{[L]} \\
 Q &= \frac{6.904}{1000.0} \\
 &= 0.006904 \text{ m}^3/\text{dt}
 \end{aligned}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A_p} \\
 v &= \frac{0.00690}{0.0031} \\
 &= 2.236 \text{ m/dt}
 \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{[L \cdot v \cdot \text{ID}]}{\mu L} \\
 \text{Re} &= \frac{1000.0 \cdot 2.24 \cdot 0.063}{0.000650} \\
 &= 215743.3
 \end{aligned}$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (L_e) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987 diperoleh :

panjang ekuivalent (Le) :

- 2 Sudden Enlargement = 12.00 ft
- 2 Sudden Contraction = 6.00 ft
- 4 Standard Elbow = 24.00 ft
- 1 Gate Valve = 1.00 ft
- Panjang total pipa (m) = 100.00 m

Besarnya Faktor Friksi = .0135

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = 0.0000 \text{ m}$$

3. Static Head :

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 20.00 - 0.00 \\ &= 20.0000 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Friction Head :

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0.0135 \cdot 113.11 \cdot 2.24^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.063} \end{aligned}$$

$$= 6.2052 \text{ m}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0.00 + 0.00 + 20.00 + 6.21 \\ &= 26.21 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesific Speed :

Putaran Pompa (n) = 1250
Head Total (H) = 85.98 ft

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{.5}}{(H)^{.75}}$$

$$N_s = \frac{1250 \cdot 109.42^{.5}}{85.98^{.75}}$$

$$= 463.1127$$

(Harga N_s yang baik $50 < N_s < 1500$)

Brake Horse Power :

Debit cairan (Q) = 109.424 Gpm
 Total Head = 85.975 ft
 efisiensi = 0.65

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \text{den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

$$= \frac{109.42 \cdot 85.98 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.65}$$

$$= 3.655 \text{ Hp}$$

Besarnya Efisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus) :0.80

$$\text{Daya} = \frac{BHP}{\text{eff.}}$$

$$= \frac{3.655}{0.80}$$

$$= 4.569 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 5.00 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

Pemilihan Pipa :

IPS = 2.5
 Sch.No. = 40
 OD = 2.880 in
 ID = 2.469 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 109.424 gpm

Head Pompa :

- Friction Head = 6.21 m
- Pressure Head = 0.00 m
- Velocity Head = 0.00 m
- Static Head = 20.00 m

Putaran pompa:

- Kecepatan Putar = 1250 rpm
- Kecepatan Spesifik = 463.11

Horse Power :

- Brake Horse Power = 3.65 Hp
- Effisiensi motor = 0.80
- Motor Standard = 5.00 Hp

Jumlah pompa = 1 pompa

2. Bak Pengendap awal (BU - 01) :

Tugas : Mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal = 24 jam

Perhitungan :

Dibuat Bak pengendap yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman 3 m dan pebandingan P/L = 2

Volume air yang harus ditampung :

$$V = 24.853 \text{ M}^3/\text{j} * \%24 \text{ j}$$

$$= 596.471 \text{ M}^3$$

Over design = 20 %

$$V = 1.2 \cdot 596.471 \text{ M}^3$$

$$= 715.765 \text{ M}^3$$

Perhitungan dimensi bak :

Kedalaman bak = 3 m

Panjang bak = 2 x lebar bak

$$V = P \cdot L \cdot T$$

$$= 2 \cdot L \cdot L \cdot 3$$

$$= 6 \cdot L^2$$

maka

$$L = (V/6)^{0.5}$$

$$= (715.76 / 6)^{0.5}$$

$$= 10.922 \text{ m}$$

$$P = 2 \cdot L$$

$$= 2 \cdot 10.922 \text{ m}$$

$$= 21.844 \text{ m}$$

maka ukuran bak :

Panjang = 22 m

Lebar = 11 m

Dalam = 3 m

3. Pompa (PU - 02)

Tugas : Mengalirkan air dari Bak Penampung awal (BU - 02) menuju Tangki Flokulasi (TF-01) dengan kecepatan = 24852.938 Kg/j

Kecepatan massa : 24852.9375 kg/jam
Rapat Massa : 1000.0 kg/m³
Viscositas Cairan : 0.6500 cp
Suhu : 30.00 °C
Diambil :
Pressure Head : 0 m (tidak ada perubahan tekanan)
Velocity Head : 0 m (Tidak ada perubahan kecepatan)

Pemilihan pipa :
Digunakan pipa Carbon Steel dengan diameter Optimum :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 282 \cdot L^{.52} \cdot [L^{-.37}] \text{ mm} \\ &= 282 \cdot 6.9036^{.52} \cdot 1000.00^{-.37} \\ &= 59.78169 \text{ mm} \\ &= 2.35361 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 2.50 in
Schedule No. = 40
Diameter luar (OD) = 2.880 in
Diameter dalam (ID) = 2.469 in
Luas penampang (at) = 4.790 in²

Kecepatan Volume cairan :

$$Q = \frac{L}{\int L}$$
$$Q = \frac{6.904}{1000.0}$$

$$= 0.006904 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A_p}$$
$$v = \frac{0.00690}{0.0031}$$
$$= 2.236 \text{ m/dt}$$

Reynold Number :

$$\text{Re} = \frac{L \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu L}$$
$$\text{Re} = \frac{1000.0 \cdot 2.24 \cdot 0.063}{0.000650}$$
$$= 215743.3$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (L_e) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987 diperoleh :
panjang ekuivalent (L_e) :

- 2 Sudden Enlargement = 12.00 ft
- 2 Sudden Contraction = 6.00 ft
- 4 Standard Elbow = 24.00 ft
- 1 Gate Valve = 1.00 ft
- Panjang total pipa (m) = %1000.00 m

Besarnya Faktor Friksi = .0135

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = 0.0000 \text{ m}$$

3. Static Head :

$$H_s = Z_2 - Z_1$$
$$= 10.00 - 0.00$$
$$= 10.0000 \text{ m}$$

4. Friction Head :

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot \text{ID}}$$
$$= \frac{0.0135 \cdot 1013.11 \cdot 2.24^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.063}$$
$$= 55.5811 \text{ m}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0.00 + 0.00 + 10.00 + 55.58 \\ &= 65.58 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesific Speed :

$$\begin{aligned} \text{Putaran Pompa (n)} &= 1750 \\ \text{Head Total (H)} &= 215.16 \text{ ft} \\ N_s &= \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}} \\ N_s &= \frac{1750 \cdot 109.42^{0.5}}{215.16^{0.75}} \\ &= 325.8533 \end{aligned}$$

(Harga N_s yang baik $50 < N_s < 1500$)

Brake Horse Power :

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 109.424 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 215.161 \text{ ft} \\ \text{effisiensi} &= 0.65 \\ \text{BHP} &= \frac{Q \cdot H \cdot \text{den}}{3960 \cdot \text{eff}} \\ &= \frac{109.42 \cdot 215.16 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.65} \\ &= 9.147 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus) : 0.80

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{eff.}} \\ &= \frac{9.147}{0.80} \\ &= 11.433 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 15.00 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

Pemilihan Pipa :

IPS = 2.5
Sch.No. = 40
OD = 2.880 in
ID = 2.469 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 109.424 gpm
Head Pompa :
- Friction Head = 55.58 m
- Pressure Head = 0.00 m
- Velocity Head = 0.00 m
- Static Head = 10.00 m
Putaran pompa:
- Kecepatan Putar = 1750 rpm
- Kecepatan Spesifik = 325.85
Horse Power :
- Brake Horse Power = 9.15 Hp
- Efisiensi motor = 0.80
- Motor Standard = 15.00 Hp
Jumlah pompa = 1 pompa

4. Bak Penampung awal (BU - 02) :

Tugas : Menampung air yang berasal dari Bak Pengendap awal (BU-01) sekaligus mengendapkan kotoran lembut secara gravitasi dengan waktu tinggal = 24 jam

Perhitungan :

Dibuat Bak pengendap yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman 3 m dan perbandingan P/L = 2

Volume air yang harus ditampung :

$$V = 24.853 \text{ M}^3/\text{j} * 24 \text{ j}$$
$$= 596.471 \text{ M}^3$$

Over design = 20 %

$$V = 1.2 * 596.471 \text{ M}^3$$
$$= 715.765 \text{ M}^3$$

Perhitungan dimensi bak :

Kedalaman bak = 3 m

Panjang bak = 2 x lebar bak

$$V = P * L * T$$
$$= 2 * L * L * 3$$
$$= 6 * L^2$$

maka

$$\begin{aligned}L &= (V/6)^{0.5} \\ &= (715.76 / 6)^{0.5} \\ &= 10.922 \text{ m} \\ P &= 2 \cdot L \\ &= 2 \cdot 10.922 \text{ m} \\ &= 21.844 \text{ m}\end{aligned}$$

maka ukuran bak :

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 22 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 11 \text{ m} \\ \text{Dalam} &= 3 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Pompa (PU - 03)

Tugas : Mengalirkan air dari Tangki Flokulator (TF-01) menuju Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan = 24852.938 Kg/j

Kecepatan massa : 24852.9375 kg/jam
Rapat Massa : 1000.0 kg/m³
Viscositas Cairan : 0.6500 cp
Suhu : 30.00 °C
Diambil :
Pressure Head : 0 m (tidak ada perubahan tekanan)
Velocity Head : 0 m (Tidak ada perubahan kecepatan)

Pemilihan pipa :
Digunakan pipa Carbon Steel dengan diameter Optimum :

$$\begin{aligned}\text{Diopt} &= 282 \cdot L^{.52} \cdot [L^{-.37}] \text{ mm} \\ &= 282 \cdot 6.9036^{.52} \cdot 1000.00^{-.37} \\ &= 59.78169 \text{ mm} \\ &= 2.35361 \text{ in}\end{aligned}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 2.50 in
Schedule No. = 40
Diameter luar (OD) = 2.880 in
Diameter dalam (ID) = 2.469 in
Luas penampang (at) = 4.790 in²

Kecepatan Volume cairan :

$$\begin{aligned}Q &= \frac{L}{\sqrt{L}} \\ Q &= \frac{6.904}{1000.0} \\ &= 0.006904 \text{ m}^3/\text{dt}\end{aligned}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A_p}$$
$$v = \frac{0.00690}{0.0031}$$
$$= 2.236 \text{ m/dt}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{L \cdot v \cdot ID}{\mu L}$$
$$Re = \frac{1000.0 \cdot 2.24 \cdot 0.063}{0.000650}$$
$$= 215743.3$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987 diperoleh :

panjang ekuivalent (Le) :

- 2 Sudden Enlargement	= 12.00 ft
- 2 Sudden Contraction	= 6.00 ft
- 4 Standard Elbow	= 24.00 ft
- 1 Gate Valve	= 1.00 ft
- Panjang total pipa (m)	= 50.00 m

Besarnya Faktor Friksi = .0135

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = 0.0000 \text{ m}$$

3. Static Head :

$$H_s = Z_2 - Z_1$$
$$= 10.00 - 0.00$$
$$= 10.0000 \text{ m}$$

4. Friction Head :

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0.0135 \cdot 63.11 \cdot 2.24^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.063} \\ &= 3.4621 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0.00 + 0.00 + 10.00 + 3.46 \\ &= 13.46 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesific Speed :

$$\begin{aligned} \text{Putaran Pompa (n)} &= 1750 \\ \text{Head Total (H)} &= 44.17 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}}$$

$$N_s = \frac{1750 \cdot 109.42^{0.5}}{44.17^{0.75}}$$

$$= 1068.489$$

(Harga N_s yang baik $50 < N_s < 1500$)

Brake Horse Power :

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 109.424 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 44.167 \text{ ft} \\ \text{effisiensi} &= 0.65 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{Q \cdot H \cdot \text{den}}{3960 \cdot \text{eff}} \\ &= \frac{109.42 \cdot 44.17 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.65} \\ &= 1.878 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus) :0.80

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{eff.}} \\ &= \frac{1.878}{0.80} \\ &= 2.347 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 3.00 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

Pemilihan Pipa :

IPS = 2.5
Sch.No. = 40
OD = 2.880 in
ID = 2.469 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 109.424 gpm

Head Pompa :

- Friction Head = 3.46 m
- Pressure Head = 0.00 m
- Velocity Head = 0.00 m
- Static Head = 10.00 m

Putaran pompa:

- Kecepatan Putar = 1750 rpm
- Kecepatan Spesifik = 1068.49

Horse Power :

- Brake Horse Power = 1.88 Hp
- Effisiensi motor = 0.80
- Motor Standard = 3.00 Hp

Jumlah pompa = 1 pompa

6. Tangki Flokulator (TF - 01)

Tugas : Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpangkan kedalam Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 80.6 kg/j

Type Alat : Tangki silinder vertikal

Perhitungan dimensi Alat:

Kapasitas untuk waktu tinggal = 0 jam

$$\begin{aligned}
 W &= W_a \times 0 \text{ jam} \\
 &= 24852.94 \times 0 \text{ hr} \\
 &= 6213.23 \text{ kg} \\
 \text{Densitas cairan} &: 1.002
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Cairan} &= \frac{W}{\rho_{\text{hol}}} \\
 &= \frac{6213.23}{1.002} \\
 &= 6200.833 \text{ lt} \\
 &= 6.201 \text{ cub. m}
 \end{aligned}$$

Over design : 20 %

$$\text{Volume Tangki (} V_t \text{)} = \frac{7.441 \text{ cub. m}}{\pi \cdot D^2 \cdot H}$$

$$V_t = \frac{\dots}{4}$$

$$\text{Apabila diambil (} H / D \text{)} = 2.00$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (h/d) \cdot D}{4}$$

Atau :

$$\begin{aligned}
 \text{diameter (} D \text{)} &= \left[\frac{4 \cdot V_t}{\pi \cdot (h/d)} \right]^{1/3} \\
 &= \left[\frac{4 \cdot 7.441}{\pi \cdot 2.00} \right]^{1/3} \\
 &= 1.680 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka :} \\
 \text{Tinggi (} H \text{)} &= (h/d) \cdot D \text{ m} \\
 &= 2.00 \cdot 1.68 \\
 &= 3.359 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka ukuran Tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter (} D \text{)} &= 1.7 \text{ m} \\
 \text{Tinggi (} H \text{)} &= 3.4 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7. Clarifier (CL - 01)

Tugas : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari Bak Penampung awal (BU-02) dengan waktu tinggal = 12 jam

Perhitungan :

Dibuat Clarifier yang berbentuk Conis dengan perbandingan $D/L = 2$ dan $H/L = 2$

Volume air yang harus ditampung :

$$V = 24.853 \text{ M}^3/\text{j} * 12 \text{ j} \\ = 298.235 \text{ M}^3$$

Over design = 20 %

$$V = 1.2 * 298.235 \text{ M}^3 \\ = 357.882 \text{ M}^3$$

Perhitungan dimensi Clarifier

Diameter (D) = 2 x kedalaman (L)

Kedalaman (L) = 2 x Tinggi cone (H)

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot H \\ V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{D}{2} + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot \frac{D}{4} \\ = \frac{7 \cdot \pi}{48} D^3$$

maka

$$D = \left[\frac{48 \cdot V}{7 \cdot \pi} \right]^{1/3} \\ = \left[\frac{48 \cdot 357.882}{7 \cdot \pi} \right]^{1/3} \\ = 9.211 \text{ m}$$

$$L = 1/2 \cdot D \\ = 1/2 \cdot 9.211 \text{ m} \\ = 4.606 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1/4 \cdot D \\
 &= 1/4 \cdot 9.211 \text{ m} \\
 &= 2.303 \text{ m}
 \end{aligned}$$

maka ukuran clarifier :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter (D)} &= 9 \text{ m} \\
 \text{Kedalaman (L)} &= 5 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Cone (H)} &= 2 \text{ m}
 \end{aligned}$$

8. Tangki Tawas (TU - 01)

Tugas : Melarutkan dan membuat larutan Tawas 5 % yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 2.13 kg/j

Kebutuhan Tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 24.853 \text{ M}^3/\text{j} \\
 &= 6566.17 \text{ Gallon/j} \\
 &= 0.006566 \cdot 10^6 \text{ Gallon/j}
 \end{aligned}$$

Untuk kekeruhan air 5000 ppm dari fig. 2 hal27, Powell, 1954 dapat diketahui kebutuhan tawas = 715 lb/10⁶ gallon

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan tawas} &= (0.00657 \cdot 10^6 \text{ Gallon/j}) / (715 \text{ lb} / 10^6 \text{ gallon}) \\
 &= 4.69 \text{ lb/j} \\
 &= 2.13 \text{ kg/j} \\
 &= 16901.31 \text{ kg/th}
 \end{aligned}$$

Konsentrasi $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 5 %

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air} &= 95/5 \times 2.134 \text{ kg/j} \\
 &= 40.55 \text{ kg/j}
 \end{aligned}$$

Type Alat : Tangki silinder vertikal

Perhitungan dimensi Alat:

Kapasitas untuk waktu tinggal = 720 jam

$$\begin{aligned}
 W &= W_a \times 720 \text{ jam} \\
 &= 40.55 \times 720 \text{ hr} \\
 &= 29193.17 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Densitas cairan : 1.002

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Cairan} &= \frac{W}{\text{Rhol}} \\
 &= \frac{29193.17}{1.002} \\
 &= 29134.904 \text{ lt} \\
 &= 29.135 \text{ cub . m}
 \end{aligned}$$

Over design : 20 %

$$\text{Volume Tangki (Vt)} = \frac{34.962 \text{ cub . m}}{\pi \cdot D^2 \cdot H}$$

$$Vt = \frac{\dots}{4}$$

Apabila diambil (H / D) = 1.00

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (h/d) \cdot D}{4}$$

Atau :

$$\text{diameter (D)} = \left[\frac{4 \cdot Vt}{\pi \cdot (h/d)} \right]^{1/3}$$

$$= \left[\frac{4 \cdot 34.962}{\pi \cdot 1.00} \right]^{1/3}$$

$$= 3.544 \text{ m}$$

Maka :

$$\text{Tinggi (H)} = (h/d) \cdot D \text{ m}$$

$$= 1.00 \cdot 3.54$$

$$= 3.544 \text{ m}$$

Maka ukuran Tangki :

$$\text{Diameter (D)} = 3.5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 3.5 \text{ m}$$

9. Tangki Air Kapur (TU - 02)

Tugas : Melarutkan dan membuat larutan Kapur 5 % yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 3.68 kg/j

Kebutuhan Kapur :

Fungsi : Untuk mengurangi / menghilangkan kesadahan karbonat dalam air dan untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan

Kesadahan total diturunkan dari 250 ppm (sebagai CaCO3) menjadi 65 ppm. Kesadahan yang harus dihilangkan ialah :

$$\text{Ca} = 250 - 65 \text{ ppm}$$

$$= 185 \text{ ppm}$$

Untuk menurunkan kesadahan 100 ppm dibutuhkan 80 ppm Ca(OH)₂
(Powell, 1954)

$$\begin{aligned} \text{Ca(OH)}_2 \text{ yang diperlukan} &: \\ &= 80/100 \times 185 \text{ ppm} \\ &= 148 \text{ ppm} \end{aligned}$$

$$\text{Ca(OH)}_2 \text{ yang diperlukan} = 148 \text{ ppm} \times (1 \text{ Kg} / 10^6 \text{ mg}) \times 24852.94 \text{ lt/j}$$

$$\begin{aligned} &= 3.6782 \text{ kg/j} \\ &= 29131.6191 \text{ kg/th} \end{aligned}$$

Konsentrasi Ca(OH)₂ 5 %

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air} &= 95/5 \times 3.678 \text{ kg/j} \\ &= 69.89 \text{ kg/j} \end{aligned}$$

Type Alat : Tangki silinder vertikal

Perhitungan dimensi Alat:

Kapasitas untuk waktu tinggal = 720 jam

$$\begin{aligned} W &= W_a \times 720 \text{ jam} \\ &= 69.89 \times 720 \text{ hr} \\ &= 50318.25 \text{ kg} \end{aligned}$$

Densitas cairan : 1.002

$$\begin{aligned} \text{Volume Cairan} &= \frac{W}{\text{Rho}_l} \\ &= \frac{50318.25}{1.002} \\ &= 50217.816 \text{ lt} \\ &= 50.218 \text{ cub . m} \end{aligned}$$

Over design : 20 %

$$\text{Volume Tangki (} V_t \text{)} = 60.261 \text{ cub . m}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

Apabila diambil (H / D) = 1.00

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (h/d) \cdot D}{4}$$

Atau :

$$\begin{aligned} \text{diameter (D)} &= \left[\frac{4 \cdot V_t}{\pi \cdot (h/d)} \right]^{1/3} \\ &= \left[\frac{4 \cdot 60.261}{\pi \cdot 1.00} \right]^{1/3} \\ &= 4.249 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi (H)} &= (h/d) \cdot D \text{ m} \\ &= 1.00 \cdot 4.25 \\ &= 4.249 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ukuran Tangki :

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= 4.2 \text{ m} \\ \text{Tinggi (H)} &= 4.2 \text{ m} \end{aligned}$$

10. Tangki Poly elektrolit (TU - 03)

Tugas : Melarutkan dan membuat larutan Poly elektrolit 5 % sebagai umpan Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 0.012 kg/j

Kebutuhan Poly elektrolit

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 0.5 \text{ ppm dalam umpan air} \\ \text{maka kebutuhan} &= (0.5 \text{ mg/l}) \times (1 \text{ kg} / 10^6 \text{ mg}) \times (24852.938 \text{ lt/j}) \\ &= 0.012 \text{ kg/j} \\ &= 98.418 \text{ kg/th} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Poly elektrolit 5 \%} &= 95/5 * 0.012 \text{ kg/j} \\ &= 0.236 \text{ kg/j} \\ &= 0.249 \text{ kg/j} \end{aligned}$$

Type Alat : Tangki silinder vertikal

Perhitungan dimensi Alat:

Kapasitas untuk waktu tinggal = 2160 jam

$$\begin{aligned} W &= W_a \times 2160 \text{ jam} \\ &= 0.24 \times 2160 \text{ hr} \\ &= 509.98 \text{ kg} \end{aligned}$$

Densitas ciran : 1.002

$$\begin{aligned} \text{Volume Cairan} &= \frac{W}{\text{Rhol}} \\ &= \frac{509.98}{1.002} \\ &= 508.964 \text{ lt} \\ &= 0.509 \text{ cub . m} \end{aligned}$$

Over design : 20 %

$$\text{Volume Tangki (Vt)} = \frac{0.611 \text{ cub . m}}{\pi \cdot D^2 \cdot H}$$

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

Apabila diambil (H / D) = 1.00

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (h/d) \cdot D}{4}$$

Atau :

$$\begin{aligned} \text{diameter (D)} &= \left[\frac{4 \cdot Vt}{\pi \cdot (h/d)} \right]^{1/3} \\ &= \left[\frac{4 \cdot 0.611}{\pi \cdot 1.00} \right]^{1/3} \\ &= 0.920 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi (H)} &= (h/d) \cdot D \text{ m} \\ &= 1.00 \cdot 0.92 \\ &= 0.920 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ukuran Tangki :

$$\text{Diameter (D)} = 0.9 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 0.9 \text{ m}$$

11. Saringan Pasir (SPU - 01)

Tugas : Menyaring kotoran - kotoran yang telah menggumpal yang ada dalam air

$$\text{Kecepatan air yang disaring} = 24.853 \text{ Kg/j}$$

$$= 109.436 \text{ Gpm}$$

$$\text{Diambil kecepatan penyaringan} = 3.00 \text{ gpm/ft}^2$$

Luas penampang saringan :

$$\begin{aligned} \text{As} &= \frac{\text{Gpm}}{\text{G}'} \\ &= \frac{109.44}{3.00} \\ &= 36.479 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{diameter (D)} &= \left[\frac{4 \cdot \text{A}}{\pi} \right]^{1/2} \\ &= \left[\frac{4 \cdot 36.479}{\pi} \right]^{1/2} \\ &= 6.817 \text{ ft} \\ &= 2.078 \text{ m} \end{aligned}$$

Waktu tinggal ciaran dalam Tangki = 10

Over design = 20 %

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1.2 \cdot 24.853 \text{ M}^3/\text{j} \cdot 10 / 60 \\ &= 4.971 \text{ M}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi (L)} &= \left[\frac{4 \cdot \text{V}}{\pi \cdot \text{D}^2} \right] \\ &= \left[\frac{4 \cdot 4.971}{\pi \cdot 2.078^2} \right] \\ &= 1.467 \text{ m} \end{aligned}$$

Pencucian Saringan pasir

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan pencucian air} &= 10 \text{ gpm /ft}^2 \\ \text{Luas saringan pasir} &= 36.479 \text{ ft}^2 \\ \text{Kecepatan massa air pencuci} &= 10 \text{ gpm/ft}^2 \cdot 36.479 \text{ ft}^2 \\ &= 364.787 \text{ gpm} \\ \text{Waktu pencucian} &= 5 \text{ menit} \\ \text{Kebutuhan air pencuci} &= 364.787 \text{ gpm} \cdot 5 \text{ men} \\ &= 1823.935 \text{ Gallon} \end{aligned}$$

12. Bak Penampung Air bersih (BU - 03)

Tugas : Menampung air bersih berasal dari Saringan pasir (SPU -01) dengan waktu tinggal = 12 jam

Perhitungan :

Dibuat Bak pengendap yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman 3 m dan pebandingan P/L = 2

Volume air yang harus ditampung :

$$V = 24.853 \text{ M}^3/\text{j} * 12 \text{ j}$$
$$= 298.235 \text{ M}^3$$

Over design = 20 %

$$V = 1.2 * 298.235 \text{ M}^3$$
$$= 357.882 \text{ M}^3$$

Perhitungan dimensi bak :

Kedalaman bak = 3 m

Panjang bak = 2 x lebar bak

$$V = P * L * T$$
$$= 2 * L * L * 3$$
$$= 6 * L^2$$

maka

$$L = (V/6)^{0.5}$$
$$= (357.88 / 6)^{0.5}$$
$$= 7.723 \text{ m}$$

$$P = 2 * L$$
$$= 2 * 7.723 \text{ m}$$
$$= 15.446 \text{ m}$$

maka ukuran bak :

$$\text{Panjang} = 15 \text{ m}$$
$$\text{Lebar} = 8 \text{ m}$$
$$\text{Dalam} = 3 \text{ m}$$

13. Pompa (PU - 04)

Tugas : Mengalirkan air dari Bak Penampung Air bersih (BU - 03) menuju Proses Demineralisasi dan kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga dan air pendingin dengan kecepatan = 24246.768 Kg/j

Kecepatan massa : 24246.7676 kg/jam

Rapat Massa : 1000.0 kg/m³

Viscositas Cairan : 0.6500 cp

Suhu : 30.00 °C

Diambil :

Pressure Head : 0 m (tidak ada perubahan tekanan)

Velocity Head : 0 m (Tidak ada perubahan kecepatan)

Pemilihan pipa :

Digunakan pipa Carbon Steel dengan diameter Optimum :

$$\text{Diop}t = 282 * L^{(.52)} * [L^{(-.37)} \text{ mm}]$$
$$= 282 * 6.7352^{(.52)} * 1000.00^{(-.37)}$$
$$= 59.01899 \text{ mm}$$
$$= 2.323582 \text{ in}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 2.50 in
Schedule No. = 40
Diameter luar (OD) = 2.880 in
Diameter dalam (ID) = 2.469 in
Luas penampang (at) = 4.790 in²

Kecepatan Volume cairan :

$$Q = \frac{L}{\int L}$$
$$Q = \frac{6.735}{1000.0}$$
$$= 0.006735 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A_p}$$
$$v = \frac{0.00674}{0.0031}$$
$$= 2.182 \text{ m/dt}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\int L \cdot v \cdot ID}{\mu L}$$
$$Re = \frac{1000.0 \cdot 2.18 \cdot 0.063}{0.000650}$$
$$= 210481.3$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987 diperoleh :
panjang ekuivalent (Le) :

- 2 Sudden Enlargement = 12.00 ft
- 2 Sudden Contraction = 6.00 ft
- 4 Standard Elbow = 24.00 ft
- 1 Gate Valve = 1.00 ft
- Panjang total pipa (m) = 50.00 m

Besarnya Faktor Friksi = .0135

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = 0.0000 \text{ m}$$

3. Static Head :

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 10.00 - 0.00 \\ &= 10.0000 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Friction Head :

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0.0135 \cdot 63.11 \cdot 2.18^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.063} \\ &= 3.2953 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0.00 + 0.00 + 10.00 + 3.30 \\ &= 13.30 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesific Speed :

$$\begin{aligned} \text{Putaran Pompa (n)} &= 1750 \\ \text{Head Total (H)} &= 43.62 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{.5}}{(H)^{.75}}$$

$$N_s = \frac{1750 \cdot 106.76^{.5}}{43.62^{.75}}$$

$$= 1065.295$$

(Harga N_s yang baik $50 < N_s < 1500$)

Brake Horse Power :

Debit cairan (Q) = 106.755 Gpm
 Total Head = 43.620 ft
 efisiensi = 0.65

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

$$= \frac{106.76 \cdot 43.62 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.65}$$

$$= 1.809 \text{ Hp}$$

Besarnya Efisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus) :0.80

$$\text{Daya} = \frac{\text{BHP}}{\text{eff.}}$$

$$= \frac{1.809}{0.80}$$

$$= 2.261 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 3.00 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

Pemilihan Pipa :

IPS = 2.5
 Sch.No. = 40
 OD = 2.880 in
 ID = 2.469 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 106.755 gpm

Head Pompa :

- Friction Head = 3.30 m
- Pressure Head = 0.00 m
- Velocity Head = 0.00 m
- Static Head = 10.00 m

Putaran pompa:

- Kecepatan Putar = 1750 rpm
- Kecepatan Spesifik = 1065.30

Horse Power :

- Brake Horse Power = 1.81 Hp
- Effisiensi motor = 0.80
- Motor Standard = 3.00 Hp

Jumlah pompa = 1 pompa

14. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU - 04)

Tugas : Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih (BU - 03) dengan waktu tinggal 24 jam

Type Alat : Tangki silinder vertikal

Perhitungan dimensi Alat:

Kapasitas untuk waktu tinggal = 24 jam

$$\begin{aligned}
 W &= W_a \times 24 \text{ jam} \\
 &= 3220.80 \times 24 \text{ hr} \\
 &= 77299.20 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Densitas cairan : 1.002

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Cairan} &= \frac{W}{\rho_{\text{hol}}} \\
 &= \frac{77299.20}{1.002} \\
 &= 77144.914 \text{ lt} \\
 &= 77.145 \text{ cub. m}
 \end{aligned}$$

Over design : 20 %

$$\text{Volume Tangki (} V_t \text{)} = 92.574 \text{ cub. m}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$\text{Apabila diambil (} H / D \text{)} = 1.00$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (h/d) \cdot D}{4}$$

Atau :

$$\begin{aligned} \text{diameter (D)} &= \left[\frac{4 \cdot V_t}{\pi \cdot (h/d)} \right]^{1/3} \\ &= \left[\frac{4 \cdot 92.574}{\pi \cdot 1.00} \right]^{1/3} \\ &= 4.903 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi (H)} &= (h/d) \cdot D \text{ m} \\ &= 1.00 \cdot 4.90 \\ &= 4.903 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ukuran Tangki :

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= 4.9 \text{ m} \\ \text{Tinggi (H)} &= 4.9 \text{ m} \end{aligned}$$

15. Pompa (PU - 05)

Tugas : Mengalirkan air dari Bak Cooling tower (CT) menuju system pendinginan proses dengan kecepatan = 164631.234 Kg/j

Kecepatan massa : 164631.2344 kg/jam
Rapat Massa : 1000.0 kg/m³
Viscositas Cairan : 0.6500 cp
Suhu : 30.00 °C
Diambil :
Pressure Head : 0 m (tidak ada perubahan tekanan)
Velocity Head : 0 m (Tidak ada perubahan kecepatan)

Pemilihan pipa :
Digunakan pipa Carbon Steel dengan diameter Optimum :

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 282 \cdot L^{(.52)} \cdot [L^{(-.37)}] \text{ mm} \\ &= 282 \cdot 45.7309^{(.52)} \cdot 1000.00^{(-.37)} \\ &= 159.7931 \text{ mm} \\ &= 6.291069 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 6.00 in
Schedule No. = 40
Diameter luar (OD) = 6.625 in
Diameter dalam (ID) = 6.065 in
Luas penampang (at) = 28.900 in²

Kecepatan Volume cairan :

$$Q = \frac{L}{\int L}$$
$$Q = \frac{45.731}{1000.0}$$
$$= 0.045731 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A_p}$$
$$v = \frac{0.04573}{0.0186}$$
$$= 2.455 \text{ m/dt}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\int L \cdot v \cdot ID}{\mu L}$$
$$Re = \frac{1000.0 \cdot 2.45 \cdot 0.154}{0.000650}$$
$$= 581784.6$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987 diperoleh :
panjang ekuivalent (Le) :

- 2 Sudden Enlargement = 30.00 ft
- 2 Sudden Contraction = 16.00 ft
- 4 Standard Elbow = 60.00 ft
- 1 Gate Valve = 3.50 ft
- Panjang total pipa (m) = 50.00 m

Besarnya Faktor Friksi = .0135

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = 0.0000 \text{ m}$$

3. Static Head :

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 15.00 - 1.00 \\ &= 14.0000 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Friction Head :

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot D} \\ &= \frac{0.0135 \cdot 83.38 \cdot 2.45^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.154} \\ &= 2.2440 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0.00 + 0.00 + 14.00 + 2.24 \\ &= 16.24 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesific Speed :

$$\begin{aligned} \text{Putaran Pompa (n)} &= 1500 \\ \text{Head Total (H)} &= 53.29 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}} \\ N_s &= \frac{1500 \cdot 724.85^{0.5}}{53.29^{0.75}} \\ &= 2047.414 \end{aligned}$$

(Harga N_s yang baik $50 < N_s < 1500$)

Brake Horse Power :

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 724.849 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 53.294 \text{ ft} \\ \text{effisiensi} &= 0.65 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Q \cdot H \cdot \text{den}}{3960 \cdot \text{eff}} \\
 &= \frac{724.85 \cdot 53.29 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.65} \\
 &= 15.008 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus) :0.80

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{eff.}} \\
 &= \frac{15.008}{0.80} \\
 &= 18.760 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 20.00 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

Pemilihan Pipa :

IPS = 6.0
 Sch.No. = 40
 OD = 6.625 in
 ID = 6.065 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 724.849 gpm

Head Pompa :

- Friction Head = 2.24 m
 - Pressure Head = 0.00 m
 - Velocity Head = 0.00 m
 - Static Head = 14.00 m

Putaran pompa:

- Kecepatan Putar = 1500 rpm
 - Kecepatan Spesifik = 2047.41

Horse Power :

- Brake Horse Power = %15.01 Hp
 - Effisiensi motor = 0.80
 - Motor Standard = %20.00 Hp

Jumlah pompa = 1 pompa

16. Pompa (PU - 06)

Tugas : Mengalirkan air dari alat proses menuju Cooling Tower (CT) dengan kecepatan = 164631.234 Kg/j

Kecepatan massa : 164631.2344 kg/jam
Rapat Massa : 1000.0 kg/m³
Viscositas Cairan : 0.6500 cp
Suhu : 30.00 °C
Diambil :
Pressure Head : 0 m (tidak ada perubahan tekanan)
Velocity Head : 0 m (Tidak ada perubahan kecepatan)

Pemilihan pipa :
Digunakan pipa Carbon Steel dengan diameter Optimum :

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 282 \cdot L^{(.52)} \cdot [L^{(-.37)} \text{ mm}] \\ &= 282 \cdot 45.7309^{(.52)} \cdot 1000.00^{(-.37)} \\ &= 159.7931 \text{ mm} \\ &= 6.291069 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 6.00 in
Schedule No. = 40
Diameter luar (OD) = 6.625 in
Diameter dalam (ID) = 6.065 in
Luas penampang (at) = 28.900 in²

Kecepatan Volume cairan :

$$Q = \frac{L}{[L]}$$
$$Q = \frac{45.731}{1000.0}$$

$$= 0.045731 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A_p}$$

$$v = \frac{0.04573}{0.0186}$$

$$= 2.455 \text{ m/dt}$$

Reynold Number :

$$\text{Re} = \frac{L \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu L}$$
$$\text{Re} = \frac{1000.0 \cdot 2.45 \cdot 0.154}{0.000650}$$
$$= 581784.6$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (L_e) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987 diperoleh :
panjang ekuivalent (L_e) :

- 2 Sudden Enlargement	= 30.00 ft
- 2 Sudden Contraction	= 16.00 ft
- 4 Standard Elbow	= 60.00 ft
- 1 Gate Valve	= 3.50 ft
- Panjang total pipa (m)	= 50.00 m

Besarnya Faktor Friksi = .0135

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = 0.0000 \text{ m}$$

3. Static Head :

$$H_s = Z_2 - Z_1$$
$$= 15.00 - 1.00$$
$$= 14.0000 \text{ m}$$

4. Friction Head :

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot \text{ID}}$$
$$= \frac{0.0135 \cdot 83.38 \cdot 2.45^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.154}$$
$$= 2.2440 \text{ m}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0.00 + 0.00 + 14.00 + 2.24 \\ &= 16.24 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesific Speed :

$$\begin{aligned} \text{Putaran Pompa (n)} &= 1500 \\ \text{Head Total (H)} &= 53.29 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}}$$

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{1500 \cdot 724.85^{0.5}}{53.29^{0.75}} \\ &= 2047.414 \end{aligned}$$

(Harga N_s yang baik $50 < N_s < 1500$)

Brake Horse Power :

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 724.849 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 53.294 \text{ ft} \\ \text{effisiensi} &= 0.65 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{Q \cdot H \cdot \text{den}}{3960 \cdot \text{eff}} \\ &= \frac{724.85 \cdot 53.29 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.65} \end{aligned}$$

$$= 15.008 \text{ Hp}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus) :0.80

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{eff.}} \\ &= \frac{15.008}{0.80} \\ &= 18.760 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 20.00 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

Pemilihan Pipa :

IPS = 6.0
Sch.No. = 40
OD = 6.625 in
ID = 6.065 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 724.849 gpm

Head Pompa :

- Friction Head = 2.24 m
- Pressure Head = 0.00 m
- Velocity Head = 0.00 m
- Static Head = 14.00 m

Putaran pompa:

- Kecepatan Putar = 1500 rpm
- Kecepatan Spesifik = 2047.41

Horse Power :

- Brake Horse Power = %15.01 Hp
- Effisiensi motor = 0.80
- Motor Standard = %20.00 Hp

Jumlah pompa = 1 pompa

Jumlah air yang diolah = Air Proses + Air Make up Steam
= 15535.551 kg/j
= 15.536 M³/j

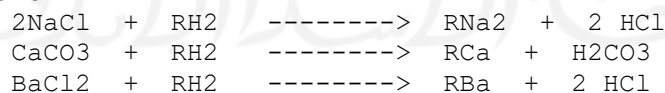
17. Kation Exchanger (KE - 01)

Tugas : Mengikat ion - ion positif yang ada dalam air lunak

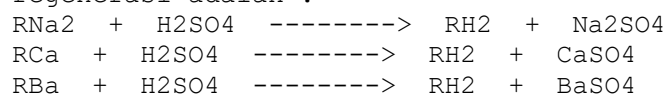
Alat : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir - butir resin penukar ion

Resin : jenis C - 300 dengan notasi RH2

Reaksi



Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H₂SO₄ 2 %. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



Kebutuhan H₂SO₄ untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan terikat resin} &= 65 \text{ ppm} \cdot Q \\ &= 65 \text{ gmol/lt} \cdot 1 \text{ kg/1000000 mg} \cdot \end{aligned}$$

15535.55 lt/j

$$\begin{aligned} &= 1.010 \text{ kg/j} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang diperlukan} &= 1.010 \text{ kg/j} \cdot \text{BM H}_2\text{SO}_4/\text{BM CaCO}_3 \\ &= 1.010 \cdot 98/100 \\ &= 0.990 \text{ kg/j} \\ &= 7837.75 \text{ Kg/th} \end{aligned}$$

Debit air = 68.408 gpm

Dari tabel 7 hal 186 (Powell,1954) diketahui kecepatan perluas penampang bed yang biasa dipakai 3 - 10 gpm/ft² dipilih kecepatan = 3 gpm/ft²

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang} &= 68.408 \text{ gpm} / 3 \text{ gpm/ft}^2 \\ &= 22.803 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dipakai 2 tangki penukar kation yang bekerja bergantian

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= \sqrt{(4 \cdot 22.803 / \pi)} \\ &= 5.39 \text{ ft} \\ &= 1.64 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal resin

Diperkirakan regenerasi dilakukan tiap 168 jam sekali

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas resin} &= 2 \text{ Kg/cuft resin} \\ \text{Kesadahan terikat} &= 1.010 \text{ kg/jam} \cdot 168 \text{ jam} \\ &= 169.648 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Resin} &= 169.648 \text{ kg} / 2 \text{ kg/cuft} \\ &= 84.824 \text{ cuft} \\ &= 4 \cdot 84.824 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bed Resin} &= \frac{4 \cdot 84.824}{\pi \cdot 5.39^2} \\ &= 3.720 \text{ ft} \\ &= 1.134 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi dipakai ukuran :

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 1.643 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2.134 \text{ m} \end{aligned}$$

18. Pompa (PU - 07)

Tugas : Mengalirkan air dari Kation Exchanger (KE - 01) menuju Anion Exchanger (AE - 01) dengan kecepatan = 15535.551 Kg/j

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa} &: 15535.5508 \text{ kg/jam} \\ \text{Rapat Massa} &: 1000.0 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Viscositas Cairan} &: 0.6500 \text{ cp} \\ \text{Suhu} &: 30.00 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Diambil :

$$\begin{aligned} \text{Pressure Head} &: 0 \text{ m (tidak ada perubahan tekanan)} \\ \text{Velocity Head} &: 0 \text{ m (Tidak ada perubahan kecepatan)} \end{aligned}$$

Pemilihan pipa :

Digunakan pipa Carbon Steel dengan diameter Optimum :

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 282 \cdot L^{.52} \cdot \sqrt{L^{-.37}} \text{ mm} \\ &= 282 \cdot 4.3154^{.52} \cdot 1000.00^{-.37} \\ &= 46.82326 \text{ mm} \\ &= 1.843435 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

IPS	=	2.00 in
Schedule No.	=	40
Diameter luar (OD)	=	2.380 in
Diameter dalam (ID)	=	2.067 in
Luas penampang (at)	=	3.350 in ²

Kecepatan Volume cairan :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{L}{\sqrt{L}} \\ &= \frac{4.315}{1000.0} \\ &= 0.004315 \text{ m}^3/\text{dt} \end{aligned}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A_p} \\ &= \frac{0.00432}{0.0022} \\ &= 1.994 \text{ m/dt} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\sqrt{L} \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu L} \\ \text{Re} &= \frac{1000.0 \cdot 1.99 \cdot 0.053}{0.000650} \\ &= 161089.4 \end{aligned}$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (L_e) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987 diperoleh :
panjang ekuivalent (L_e) :

- 2 Sudden Enlargement = 10.00 ft
- 2 Sudden Contraction = 5.00 ft
- 4 Standard Elbow = 20.00 ft
- 1 Gate Valve = 0.70 ft
- Panjang total pipa (m) = 40.00 m

Besarnya Faktor Friksi = .0135

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = 0.0000 \text{ m}$$

3. Static Head :

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 5.00 - 0.00 \\ &= 5.0000 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Friction Head :

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0.0135 \cdot 50.88 \cdot 1.99^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.053} \\ &= 2.6524 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0.00 + 0.00 + 5.00 + 2.65 \\ &= 7.65 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesific Speed :

$$\begin{aligned}\text{Putaran Pompa (n)} &= 1750 \\ \text{Head Total (H)} &= 25.11 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_s &= \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{.5}}{(H)^{.75}} \\ N_s &= \frac{1750 \cdot 68.40^{.5}}{25.11^{.75}} \\ &= 1290.429\end{aligned}$$

(Harga N_s yang baik $50 < N_s < 1500$)

Brake Horse Power :

$$\begin{aligned}\text{Debit cairan (Q)} &= 68.401 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 25.106 \text{ ft} \\ \text{effisiensi} &= 0.65\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= \frac{Q \cdot H \cdot \text{den}}{3960 \cdot \text{eff}} \\ &= \frac{68.40 \cdot 25.11 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.65} \\ &= 0.667 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus) :0.80

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{eff.}} \\ &= \frac{0.667}{0.80} \\ &= 0.834 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 0.50 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

Pemilihan Pipa :

IPS = 2.0
Sch.No. = 40
OD = 2.380 in
ID = 2.067 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 68.401 gpm
Head Pompa :
- Friction Head = 2.65 m
- Pressure Head = 0.00 m
- Velocity Head = 0.00 m
- Static Head = 5.00 m
Putaran pompa:
- Kecepatan Putar = 1750 rpm
- Kecepatan Spesifik = 1290.43
Horse Power :
- Brake Horse Power = 0.67 Hp
- Effisiensi motor = 0.80
- Motor Standard = 0.50 Hp
Jumlah pompa = 1 pompa

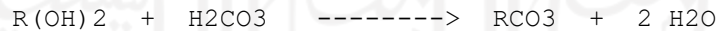
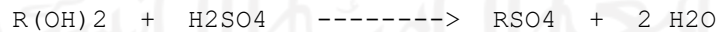
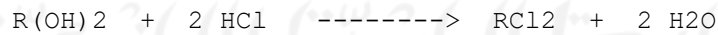
19. Anion Exchanger (AE - 01)

Tugas : Mengikat ion - ion negatif yang ada dalam air lunak

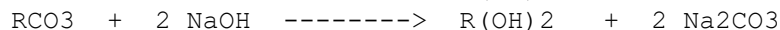
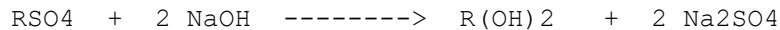
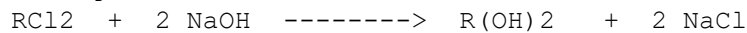
Alat : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir - butir resin penukar ion

Resin : jenis C - 500P dengan notasi R(OH)2

Reaksi



Apabila resin sudah jenuh dilakukan dengan pencucian menggunakan larutan NaOH 4 %. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



Kebutuhan NaOH untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

Kesadahan terikat resin = 65 ppm . Q
= 65 gmol/lt.1kg/1000000mg.15535.55 lt/j
= 1.010 kg/j

$$\begin{aligned}
 \text{NaOH yang diperlukan} &= 1.010 \text{ kg/j} \cdot \text{BM H}_2\text{SO}_4/\text{BM CaCO}_3 \\
 &= 1.010 \cdot 2 \cdot 40/100 \\
 &= 0.808 \text{ kg/j} \\
 &= 6398.16 \text{ Kg/th}
 \end{aligned}$$

Debit air = 68.408 gpm

Dari tabel 7 hal 186 (Powell, 1954) diketahui kecepatan perluas penampang bed yang biasa dipakai 3 - 10 gpm/ft²

$$\begin{aligned}
 \text{dipilih kecepatan} &= 3 \text{ gpm/ft}^2 \\
 \text{Luas penampang} &= 68.408 \text{ gpm} / 3 \text{ gpm/ft}^2 \\
 &= 22.803 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dipakai 2 tangki penukar kation yang bekerja bergantian

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter (D)} &= \sqrt{(4 \cdot 22.803 / \pi)} \\
 &= 5.39 \text{ ft} \\
 &= 1.64 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal resin

Diperkirakan regenerasi dilakukan tiap 168 jam sekali

Kapasitas resin = 2 Kg/cuft resin

$$\begin{aligned}
 \text{Kesadahan terikat} &= 1.010 \text{ kg/jam} \cdot 168 \text{ jam} \\
 &= 169.648 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Resin} &= 169.648 \text{ kg} / 2 \text{ kg/cuft} \\
 &= 84.824 \text{ cuft} \\
 &= \frac{4 \cdot 84.824}{\pi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bed Resin} &= \frac{\text{Volume Resin}}{\pi \cdot \text{Diameter}^2 / 4} \\
 &= \frac{4 \cdot 84.824}{\pi \cdot 5.39^2} \\
 &= 3.720 \text{ ft} \\
 &= 1.134 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi dipakai ukuran :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter} &= 1.643 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 2.134 \text{ m}
 \end{aligned}$$

20. Pompa (PU - 08)

Tugas : Mengalirkan air dari Anion Exchanger (KE - 01) menuju Deaerator (D - 01) dengan kecepatan = 15535.551 Kg/j

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan massa} &: 15535.5508 \text{ kg/jam} \\
 \text{Rapat Massa} &: 1000.0 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Viscositas Cairan} &: 0.6500 \text{ cp} \\
 \text{Suhu} &: 30.00 \text{ }^\circ\text{C} \\
 \text{Diambil :} & \\
 \text{Pressure Head} &: 0 \text{ m (tidak ada perubahan tekanan)} \\
 \text{Velocity Head} &: 0 \text{ m (Tidak ada perubahan kecepatan)}
 \end{aligned}$$

Pemilihan pipa :

Digunakan pipa Carbon Steel dengan diameter Optimum :

$$\begin{aligned}
 \text{Diopt} &= 282 \cdot L^{(.52)} \cdot [L^{(-.37)}] \text{ mm} \\
 &= 282 \cdot 4.3154^{(.52)} \cdot 1000.00^{(-.37)} \\
 &= 46.82326 \text{ mm} \\
 &= 1.843435 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipakai Pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 2.00 in
Schedule No. = 40
Diameter luar (OD) = 2.380 in
Diameter dalam (ID) = 2.067 in
Luas penampang (at) = 3.350 in²

Kecepatan Volume cairan :

$$Q = \frac{L}{\int L}$$
$$Q = \frac{4.315}{1000.0}$$
$$= 0.004315 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A_p}$$
$$v = \frac{0.00432}{0.0022}$$
$$= 1.994 \text{ m/dt}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\int L \cdot v \cdot ID}{\mu L}$$
$$Re = \frac{1000.0 \cdot 1.99 \cdot 0.053}{0.000650}$$
$$= 161089.4$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L) :

dari BROWN, G.S., 1987, Chem. Eng'g., March 16, 1987 diperoleh :
panjang ekuivalent (Le) :

- 2 Sudden Enlargement = 10.00 ft
- 2 Sudden Contraction = 5.00 ft
- 4 Standard Elbow = 20.00 ft
- 1 Gate Valve = 0.70 ft
- Panjang total pipa (m) = 40.00 m

Besarnya Faktor Friksi = .0135

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = 0.0000 \text{ m}$$

3. Static Head :

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 5.00 - 0.00 \\ &= 5.0000 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Friction Head :

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0.0135 \cdot 50.88 \cdot 1.99^2}{2 \cdot 9.81 \cdot 0.053} \\ &= 2.6524 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0.00 + 0.00 + 5.00 + 2.65 \\ &= 7.65 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesific Speed :

$$\begin{aligned} \text{Putaran Pompa (n)} &= 1750 \\ \text{Head Total (H)} &= 25.11 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{.5}}{(H)^{.75}} \\ N_s &= \frac{1750 \cdot 68.40^{.5}}{25.11^{.75}} \\ &= 1290.429 \end{aligned}$$

(Harga N_s yang baik $50 < N_s < 1500$)

Brake Horse Power :

Debit cairan (Q) = 68.401 Gpm
Total Head = 25.106 ft
effisiensi = 0.65

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{Q \cdot H \cdot \text{den}}{3960 \cdot \text{eff}} \\ &= \frac{68.40 \cdot 25.11 \cdot 1.000}{3960 \cdot 0.65} \\ &= 0.667 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig. 13.38, Peter Timmerhaus) :0.80

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{eff.}} \\ &= \frac{0.667}{0.80} \\ &= 0.834 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya : 1.00 Hp

RINGKASAN PERHITUNGAN :

Pemilihan Pipa :

IPS = 2.0
Sch.No. = 40
OD = 2.380 in
ID = 2.067 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas Pompa = 68.401 gpm

Head Pompa :

- Friction Head = 2.65 m
- Pressure Head = 0.00 m
- Velocity Head = 0.00 m
- Static Head = 5.00 m

Putaran pompa:

- Kecepatan Putar = 1750 rpm
- Kecepatan Spesifik = 1290.43

Horse Power :

- Brake Horse Power = 0.67 Hp
- Effisiensi motor = 0.80

- Motor Standard = 1.00 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

21. Deaerator (D - 01)

Tugas : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O₂, CO₂ dan lain - lain

Alat : Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan Udara panas dialirkan dari bawah secara Countercurrent

Rasio udara : air = 0.75
 Kebutuhan udara panas = 11651.6631 Kg/j
 Suhu Udara panas = 150.00 C
 Super Facial velocity = 500.000 lb/j ft² (ludwig,19...)
 Bahan isian :
 Type = Rascig Ring
 jenis = Stone ware
 Ukuran = 0.25 in

Luas penampang Deaerator
 Kec. umpan

$$A_s = \frac{G'}{500.00} = \frac{11651.6631}{500.00} = 23.3033 \text{ ft}^2$$

$$\text{diameter (D)} = \left[\frac{4 \cdot A_s}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$= \left[\frac{4 \cdot 23.3033}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$= 8.08 \text{ ft}$$

Densitas udara = 0.07793 lb/ft³
 Kecepatan Volume udara = 329681.563 cuft/j
 Waktu tinggal udara = 0.004 j

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan isian} &= 329681.563 \text{ ft}^3/\text{j} \cdot 0.004 \text{ j} \\ &= 1373.673 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan isian} &= \frac{1373.67 \text{ ft}^3}{51.267 \text{ ft}^2} \\ &= 26.79 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipakai alat dengan ukuran
 Diameter = 2.463 m
 Tinggi = 8.167 m

26. Cooling Tower (CT - 01)

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi kembali

Type alat : Deck Tower

Perhitungan :

Menentukan air hilang :

*Menentukan Jumlah air yang hilang di Cooling Tower :

$$\text{Umpan Air pendingin} = 164631.234 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Panas Penguapan air pada suhu } 122 \text{ }^\circ\text{F} = 569.0514 \text{ Kcal / kg}$$

Pada suhu Dry bulb = 30 °F dari fig. 499 Brown untuk kelembaban relatif = 70 % diperoleh kelembaban mutlak = 0.0190 kg H₂O/ kg udara

Dirancang suhu udara keluar dari Cooling tower = 47.3 C pada keadaan jenuh dengan kelembaban mutlak = 0.0635 kg H₂O/ kg udara.

Neraca panas :

$$Q1 = M1 \text{ cp1} (50 - 25)$$

$$Q2 = M2 \text{ cp2} (30 - 25) + \text{H2Oin cp3} (30 - 25) + \text{H2Oin hfg}$$

$$Q3 = (M1 - mv) \text{ cp1} (30 - 25)$$

$$Q4 = M2 \text{ cp2}(T - 25) + (\text{H2Oin} + mv) \text{ cp3} (T - 25) + (\text{H2Oin} + mv) \text{ hfg}$$

$$\text{dicoba suhu keluar} = 47.30$$

$$\text{Kelembaban udara} = 0.0635 \text{ kg H}_2\text{O/ kg Ud.kering}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O dibawa udara} &= 109754.16 \text{ Kg} \cdot 0.063 \text{ Kg H}_2\text{O / kg Udara} \\ &= 6965.70 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang menguap} &= \text{H}_2\text{O out} - \text{H}_2\text{O in} \\ &= (6965.70 - 2085.33) \text{ kg} \\ &= 4880.37 \text{ kg} \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} Q1 &= 4115780.75 \text{ Kcal/j} \\ Q2 &= 1328544.00 \text{ Kcal/j} \\ Q3 &= 798754.31 \text{ Kcal/j} \\ Q4 &= 4645583.50 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

neraca panas :

$$(Q1 + Q2) = (Q3 + Q4)$$

$$\begin{aligned} (4115780.75 + 1328544.00) &= (798754.31 + 4645583.50) \\ 5444325.00 &= 5444338.00 \end{aligned}$$

Karena panas masuk = panas keluar maka jumlah air yang menguap dan suhu udara keluar sudah benar.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air menguap (Mv)} &= 4880.371 \text{ kg/j} \\ \text{Suhu udara} &= 47.299 \text{ C} \\ \text{Kelembaban udara} &= 0.0635 \text{ kg H}_2\text{O / kg udara kering} \end{aligned}$$

Perancangan alat :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang disirkulasi} &= 164631.234 \text{ Kg/j} \\ &= 164631.234 \text{ lt/j} \\ &= 724.928 \text{ gpm} \\ \text{Suhu masuk rata-rata (T in)} &= 126 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu keluar rata-rata (T out)} &= 90 \text{ }^\circ\text{F} \\ (\text{T in} - \text{T out}) &= 126 - 90 = 36 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Wet bulb Temperature} &= 65 \text{ }^\circ\text{F} \\ (\text{T out} - \text{T wb}) &= 90 - 65 = 25 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Untuk Cooling Tower dengan :

- 70 °F wet bulb teperature
- 35 ft dg 12 deck tower
- Kecepatan angin 3 MPH

Dari Fig. 511 Brown Kapasitas Cooling Tower = 2.200 gpm/ft²

Faktor koreksi

1. Suhu wet bulb = 65 °F
Faktor koreksi wet bulb (Cw) (fig. 512) = 0.85
2. Digunakan 12 deck
Faktor koreksi jumlah Deck (Ch) (fig. 513) = 1.00
3. Kecepatan angin rata - rata = 6 MPH
Faktor koreksi kecepatan angin (Cv) (fig. 515) = 0.77

Kapasitas Cooling tower untuk 65 wet bulb, 12 deck, 6 MPH wind

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= Q \cdot Cw \cdot Ch \cdot (1/Cv) \\ &= 2.200 \cdot 0.85 \cdot 1.00 \cdot (1/0.77) \text{ gpm/ft}^2 \\ &= 2.429 \text{ gpm/ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Area Cooling tower} &= (724.928 \text{ gpm}) / (2.429 \text{ gpm/ft}^2) \\ &= 298.500 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

B. Kebutuhan listrik

Pompa (P - 01)	=	0.50 Hp
Pompa (P - 02)	=	50.00 Hp
Screw Con. (SC - 01)	=	1.00 Hp
Screw Con. (SC - 02)	=	0.50 Hp

Pompa (PU - 01)	=	5.00 Hp
Pompa (PU - 02)	=	15.00 Hp
Pompa (PU - 03)	=	3.00 Hp
Pompa (PU - 04)	=	3.00 Hp
Pompa (PU - 05)	=	20.00 Hp
Pompa (PU - 06)	=	20.00 Hp
Pompa (PU - 07)	=	0.50 Hp
Pompa (PU - 08)	=	1.00 Hp
Fan CT (FU - 06)	=	5.00 Hp

Total = 124.50 Hp

kebutuhan listrik utilitas dan keperluan lain = 100 hp

Total kebutuhan listrik = 124.50 + 100.0 Hp
= 224.50 Hp
= 224.50 Hp x 0.7457 Kwatt/Hp
= 167.41 Kwatt

Listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 170 Kwatt

Apabila terjadi pemadaman digunakan generator cadangan berkekuatan 250 Hp dengan bahan bakar diesel oil. Digunakan 1 buah generator.

Kebutuhan bahan bakar minyak diesel oil dihitung sbb.:

Dianggap listrik padam 1x dalam satu bulan selama 1 jam
Effisiensi motor diesel = 80 %
Effisiensi bahan bakar = 70 %

Tenaga yang harus disediakan diesel :
= 250 Hp / 0.8
= 312.500 Hp

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar :

= (312.50 Hp / 0.7) x (0.7457 Kwatt/Hp) x (0.9478 Btu/dt / kVA)
= 315.52 Btu/dt

Spesifikasi Minyak Diesel Oil:

Heating Value = 144.000 Btu/gal

° API = 22 - 28 °API

Densitas = 0.9 kg / lt

μ = 1.2 cp

Kebutuhan Minyak Diesel :

$$\begin{aligned} & 315.52 \text{ Btu/dt} \\ = & \frac{\text{-----}}{144000 \text{ Btu/gal}} \\ = & 0.00219 \text{ gal/dt} \end{aligned}$$

Kebutuhan Minyak diesel selama 1 tahun untuk generator
= 0.001841 gal/dt x 3600 dt/j x 1 j x 12 bulan
= 79.5312 gallon/th





LAMPIRAN C
PERHITUNGAN EKONOMI

EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi Perancangan Pabrik Gasifikasi Biomassa dari Cangkang Sawit Menjadi Listrik dengan Kapasitas 20 MW, meliputi penentuan harga alat investasi, biaya operasi dan analisa kelayakan.

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dengan rasio index harga. Perkiraan harga ini sering digunakan.

$$E_y = E_x \frac{I_x}{I_y}$$

Di mana: E_x = Harga alat pada tahun x

E_y = Harga alat pada tahun y

I_x = Index harga pada tahun x

I_y = Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0.6}$$

Di mana: E_a = Harga alat a

E_b = Harga alat b

C_a = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

1. Harga alat diambil dari
 - a. CE index 1954 = 86.1 (Aries & Newton)
 - b. CE index Mei 2010 = 550.8 (<http://www.che.com>)
 - c. CE index Mei 2011 = 585.7 (<http://www.che.com>)
 - d. CE index Mei 2012 = 584.6 (<http://www.che.com>)
 - e. CE index Mei 2013 = 567.3 (<http://www.che.com>)
 - f. CE index 2018 = 585.4

2. Harga dalam Rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat

Harga dalam Dollar dibulatkan dalam satuan terdekat

Kurs Dollar Agustus 2018 \$1 = Rp 14,500.00

3. Upah Buruh

a. Buruh Asing = \$ 20.00/man hour

b. Buruh Lokal = Rp 15,000/man hour

c. Perbandingan man hour asing = 2 man hour local

Harga alat-alat proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan th 1954	Harga Satuan th 2018	Harga
1.	Pompa – 01	1	\$1,800	\$12,238	\$12,238
2.	Pompa - 02	1	\$390	\$2,652	\$2,652
3.	Screw Conveyor – 01	2	\$500	\$3,400	\$6,799
4.	Screw Conveyor – 02	2	\$295	\$2,006	\$4,011
5.	Hopper – 01	1	\$3,300	\$22,437	\$22,437
6.	Reaktor – 01	1	\$35,200	\$239,327	\$239,327
7.	Condenser Partial – 01	1	\$290	\$1,972	\$1,972
8.	Separator – 01	1	\$3,200	\$21,757	\$21,757
9.	Cyclone -01	1	\$5,600	\$38,075	\$38,075
10.	Waste Heat Boiler – 01	1	\$6,700	\$45,554	\$45,554
11.	Boiler – 01	1	\$3,900	\$26,516	\$26,516
12.	Turbin – 01	1	\$7,000	\$47,593	\$47,593
13.	Generator Listrik - 01	1	\$4,100	\$27,876	\$27,876
Total					\$496,808

I. PHYSICAL PLANT COST

1. Harga alat sampai di tempat = 125% PEC

$$= 1.25 \times \$ 496,808.11$$

$$= \$621,010.13$$

2. Instalasi

Material = 11% PEC
= 0.11 x \$496,808.11
= \$54,648.89

Buruh = 32% PEC
= 0.32 x \$496,808.11
= \$158,978.59

Jumlah man hour = \$158,978.59 / \$20.0 man hour
= 7948.92971 man hour

Buruh asing = 5%
= 0.05 x 7948.92971 man hour (\$20.00/man hour)
= \$7,948.93

Buruh lokal = 95%
= 0.95 x 2 x 7948.92971 man hour (Rp 15,000/man hour)
= Rp 226,544,496.72

3. Pemipaan

Material = 49% PEC
= 0.49 x \$496,808.11
= \$243,435.97

Buruh = 37% PEC
= 0.37 x \$496,808.11
= \$183,819

Jumlah man hour = \$183,819 / \$20.0 man hour
= 9190.94998 man hour

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing} &= 5\% \\ &= 0.05 \times 9190.94998 \text{ man hour } (\$20.00/\text{man hour}) \\ &= \$9,190.95 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal} &= 95\% \\ &= 0.95 \times 2 \times 9190.94998 \text{ man hour } (\text{Rp } 15,000/\text{man hour}) \\ &= \text{Rp } 261,942,074.34 \end{aligned}$$

4. Instrumentasi

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 24\% \text{ PEC} \\ &= 0.24 \times \$496,808.11 \\ &= \$119,233.95 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh} &= 6\% \text{ PEC} \\ &= 0.06 \times \$496,808.11 \\ &= \$29,808.49 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah man hour} &= \$29,808.49 / \$20.0 \text{ man hour} \\ &= 1490.42432 \text{ man hour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing} &= 5\% \\ &= 0.05 \times 1490.42432 \text{ man hour } (\$20.00/\text{man hour}) \\ &= \$1,490.42 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal} &= 95\% \\ &= 0.95 \times 2 \times 1490.42432 \text{ man hour } (\text{Rp } 15,000/\text{man hour}) \\ &= \text{Rp } 42,477,093.14 \end{aligned}$$

5. Isolasi

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 3\% \text{ PEC} \\ &= 0.03 \times \$496,808.11 \\ &= \$14,904.24 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh} &= 5\% \text{ PEC} \\ &= 0.05 \times \$496,808.11 \\ &= \$24,840.41 \end{aligned}$$

Jumlah man hour = \$24,840.41/ \$20.0 man hour

= 1242.02027 man hour

Buruh asing = 5%

= 0.05 x 1242.02027 man hour (\$20.00/man hour)

= \$1,242.02

Buruh lokal = 95%

= 0.95 x 2 x 1242.02027 man hour (Rp 15,000/man hour)

= Rp 35,397,577.61

6. Listrik

Material = 12% PEC

= 0.12 x \$496,808.11

= \$59,616.97

Buruh = 3% PEC

= 0.03 x \$496,808.11

= \$14,904.24

Jumlah man hour = \$14,904.24 / \$20.0 man hour

= 745.21216 man hour

Buruh asing = 5%

= 0.05 x 745.21216 man hour (\$20.00/man hour)

= \$745.21

Buruh lokal = 95%

= 0.95 x 2 x 745.21216 man hour (Rp 15,000/man hour)

= Rp 21,238,546.57

7. Bangunan

Luas masing-masing bangunan:

1. Pos penjagaan	= 75	m ²
2. Area parkir	= 3307	m ²
3. Kantor	= 364	m ²
4. Gedung pertemuan	= 450	m ²
5. Tempat ibadah	= 100	m ²
6. Kantin dan koperasi karyawan	= 100	m ²
7. Poliklinik	= 100	m ²
8. Laboratorium	= 100	m ²
9. Gudang	= 700	m ²
10. Bengkel	= 100	m ²
11. Area tangki I	= 483	m ²
12. Gedung logistic	= 100	m ²
13. Gedung perpustakaan	= 120	m ²
14. Area proses produksi	= 375	m ²
15. Area utilitas	= 375	m ²
16. Pemadam	= 100	m ²
17. Gedung HSE	= 25	m ²
18. Area pengolahan limbah	= 230	m ²
	<hr/>	
	7204	m ²

Harga bangunan rata-rata = Rp 1,200,000.00/ m²

Biaya bangunan = Rp 1,200,000.00/ m² x 7204 m²

= Rp 8,644,800,000.00

8. Tanah

Luas tanah = 19844

Harga tanah = Rp 2,700,000.00

Biaya tanah = Rp 53,578,800,000.00

9. Utilitas

Harga alat dalam Dollar:

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan th 1954	Harga Satuan th 2018	Harga
1.	Pompa (PU – 01)	1	\$360	\$2,448	\$2,448
2.	Pompa (PU – 02)	1	\$360	\$2,448	\$2,448
3.	Pompa (PU – 03)	1	\$360	\$2,448	\$2,448
4.	Pompa (PU – 04)	1	\$335	\$2,278	\$2,278
5.	Pompa (PU – 05)	1	\$670	\$4,555	\$4,555
6.	Pompa (PU – 06)	1	\$670	\$4,555	\$4,555
7.	Pompa (PU – 07)	1	\$100	\$680	\$680
8.	Pompa (PU – 08)	1	\$100	\$680	\$680
9.	Tangki (TU – 01)	1	\$4,200	\$28,556	\$28,556
10.	Tangki (TU – 02)	1	\$10,100	\$68,671	\$68,671
11.	Tangki (TU – 03)	1	\$470	\$3,196	\$3,196
12.	Tangki (TU – 04)	1	\$2,900	\$19,717	\$19,717
13.	Clarifier (CLU – 01)	1	\$12,000	\$81,589	\$81,589
14.	Saringan Pasir (SPU – 01)	1	\$9,900	\$67,311	\$67,311
15.	Kation Exchanger (KE – 01)	1	\$9,500	\$64,591	\$64,591
16.	Anion Exchanger (AE – 01)	1	\$9,500	\$64,591	\$64,591
17.	Deaerator (D – 01)	1	\$1,474	\$10,022	\$10,022
18.	Cooling Tower (CT – 01)	1	\$9,000	\$61,192	\$61,192
19.	Generator (G – 01)	1	\$110,000	\$747,898	\$747,898
20.	Tangki Flokulator (TF – 01)	1	\$2,400	\$16,318	\$16,318
Total					\$1,253,742

Harga alat lokal:

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga
----	-----------	--------	--------------	-------

1.	Bak Utilitas (BU – 01)	1	28,000,000	Rp 28,000,000
2.	Bak Utilitas (BU – 02)	1	28,000,000	Rp 28,000,000
3.	Bak Utilitas (BU – 03)	1	18,800,000	Rp 18,800,000
Total				Rp 74,800,000

1. Harga alat sampai di tempat = 125% PEC

$$= 1.25 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$1,567,177.33$$

2. Instalasi

Material = 11% PEC

$$= 0.11 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$137,911.61$$

Buruh = 32% PEC

$$= 0.32 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$401,197.40$$

Jumlah man hour = $\$401,197.40 / \20.0 man hour

$$= 20059.8698 \text{ man hour}$$

Buruh asing = 5%

$$= 0.05 \times 20059.8698 \text{ man hour } (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$20,059.87$$

Buruh lokal = 95%

$$= 0.95 \times 2 \times 20059.8698 \text{ man hour } (\text{Rp } 15,000/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 571,706,290.56$$

3. Pemipaan

Material = 21% PEC

$$= 0.21 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$263,285.79$$

Buruh = 15% PEC

$$= 0.15 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$188,061.28$$

Jumlah man hour = $\$188,061.28 / \20.0 man hour

$$= 9403,06399 \text{ man hour}$$

Buruh asing = 5%

$$= 0.05 \times 9403,06399 \text{ man hour } (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$9,403.06$$

Buruh lokal = 95%

$$= 0.95 \times 2 \times 9403,06399 \text{ man hour } (\text{Rp } 15,000/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 267,987,323.70$$

4. Instrumentasi

Material = 24% PEC

$$= 0.24 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$300,898.05$$

Buruh = 3% PEC

$$= 0.03 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$37,612.26$$

Jumlah man hour = $\$37,612.26 / \20.0 man hour

$$= 1880.6128 \text{ man hour}$$

Buruh asing = 5%

$$= 0.05 \times 1880.6128 \text{ man hour } (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$1,880.61$$

Buruh lokal = 95%

$$= 0.95 \times 2 \times 1880.6128 \text{ man hour } (\text{Rp } 15,000/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 53,597,464.74$$

5. Isolasi

Material = 3% PEC

$$= 0.03 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$37,612.26$$

Buruh = 5% PEC

$$= 0.05 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$62,687.09$$

Jumlah man hour = $\$62,687.09 / \20.0 man hour

$$= 3134.35466 \text{ man hour}$$

Buruh asing = 5%

$$= 0.05 \times 3134.35466 \text{ man hour } (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$3,134.35$$

Buruh lokal = 95%

$$= 0.95 \times 2 \times 3134.35466 \text{ man hour } (\text{Rp } 15,000/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 89,329,107.90$$

6. Listrik

Material = 12% PEC

$$= 0.12 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$150,449.02$$

Buruh = 3% PEC

$$= 0.03 \times \$1,253,741.87$$

$$= \$37,612.26$$

Jumlah man hour = $\$37,612.26 / \20.0 man hour

$$= 1880.6128 \text{ man hour}$$

Buruh asing = 5%

$$= 0.05 \times 1880.6128 \text{ man hour } (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$1,880.61$$

Buruh lokal = 95%

$$= 0.95 \times 2 \times 1880.6128 \text{ man hour } (\text{Rp } 15,000/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 53,597,464.74$$

$$\text{Physical Plant Cost Utilitas} = \$2,796,471.23 + \text{Rp } 1,111,017,651.65$$

I. PHYSICAL PLANT COST

No	Komponen	\$	Rp
1.	Harga alat sampai di tempat	\$621,010.13	
2.	Instalasi	\$62,597.82	Rp 226,544,497
3.	Pemipaan	\$252,626.92	Rp 261,942,074
4.	Instrumenisasi	\$120,724.37	Rp 42,477,093
5.	Insulasi	\$16,146.26	Rp 35,397,578
6.	Listrik	\$60,362.18	Rp 21,238,547
7.	Bangunan		Rp 8,644,800,000
8.	Tanah		Rp 53,578,800,000
9.	utilitas	\$2,796,471.23	Rp 1,111,017,652
Physical Plant Cost		\$4,008,723.92	Rp 63,922,217,440

II. DIRECT PLANT COST

No	Komponen	\$	Rp
1.	Physical plant cost	\$3,929,938.93	Rp 63,922,217,440.03
2.	Engineering & Construction (25%)	\$982,484.73	Rp 15,980,554,360.01
		\$4,912,423.66	Rp 79,902,771,800.03

III. FIXED CAPITAL INVESTMENT

No	Komponen	\$	Rp
1.	Direct plant cost	\$4,912,423.66	Rp 79,902,771,800.03
2.	Contractor fee (5%)		Rp 7,556,645,741.94
3.	Contingency (15%)	\$736,863.55	Rp 11,985,415,770.01
		\$5,649,287.21	Rp 99,444,833,311.98

Fixed Capital Investment = Rp 181,359,497,806.53

IV. MANUFACTURING COST

A. Direct Manufacturing Cost

1. Bahan Baku dan Pembantu

a. Cangkang Sawit

Harga = 10/kg

Kebutuhan = 65,641,082.53 kg

Biaya = Rp 656,410,825

Biaya bahan total = Rp 656,410,825.34

2. Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per Orang	Gaji per Bulan
1.	Direktur	1	Rp 30,000,000	Rp 30,000,000
2.	Kepala Bagian	3	Rp 25,000,000	Rp 75,000,000
3.	Kepala Seksi	9	Rp 15,000,000	Rp 135,000,000
4.	Staff	50	Rp 8,000,000	Rp 400,000,000
5.	Operator Lapangan	60	Rp 9,000,000	Rp 540,000,000
6.	Gudang	10	Rp 5,000,000	Rp 50,000,000
7.	Bengkel	10	Rp 5,000,000	Rp 50,000,000
8.	Security	20	Rp 5,000,000	Rp 100,000,000
9.	Perawat	4	Rp 7,000,000	Rp 28,000,000
10.	Dokter	2	Rp 15,000,000	Rp 30,000,000
11.	Driver	13	Rp 5,000,000	Rp 65,000,000
		182		Rp 1,503,000,000

Total gaji karyawan selama setahun = Rp 18,036,000,000

3. Supervise (10% Karyawan) = Rp 1,803,600,000

4. Maintenance (2% FCI) = Rp 3,627,189,956

5. Plant Supplies (15% Maintenance) = Rp 544,078,493

6. Royal. Dan Patt. (4% Sales) = Rp 4,800,000,000

7. Utilitas dan Pengolahan Limbah

a. Tawas

Harga = Rp 2000/kg
Kebutuhan = 3,760.04 kg
Biaya = Rp 7,520,080.00

b. Kapur

Harga = 850/kg
Kebutuhan = 6480.917 kg
Biaya = Rp 5,508,779.45

c. Polyelectrolyte

Harga = 8500/kg
Kebutuhan = 21.895 kg
Biaya = Rp 186,107.50

d. Asam Sulfat

Harga = 6000/kg
Kebutuhan = 19.64 kg
Biaya = Rp 117,840

e. Natrium Hidroksida

Harga = 6000/kg
Kebutuhan = 16.03 kg
Biaya = Rp 96,180

f. Bahan Bakar

Harga = Rp 7,800/lt
Kebutuhan = 260 lt
Biaya = Rp 2,028,000.00

g. Listrik

Harga = Rp 5,455/Kwh

Kebutuhan = 0 Kwh
Biaya = Rp 0.00

Utilitas = Rp 15,456,986.95
Total Direct Manufacturing Cost = Rp 29,482,736,262

B. Indirect Manufacturing Cost

1. Payroll Overhead (15% Karyawan) = Rp 2,705,400,000
2. Laboratorium (10% Karyawan) = Rp 1,803,600,000
3. Packaging and Shipping (2% Sales) = Rp 2,400,000,000
4. Plant Overhead (50% Karyawan) = Rp 9,018,000,000
Total = Rp 15,927,000,000

C. Fixed Manufacturing Cost

1. Depresiasi (10% FCI) = Rp 18,135,949,781
2. Property Tax (2% FCI) = Rp 3,627,189,956
3. Asuransi (2% FCI) = Rp 3,627,189,956
Total = Rp 25,390,329,693

Total Manufacturing Cost = Rp 70,800,065,955

V. WORKING CAPITAL

1. Raw material inventory (MC per bulan) = Rp 5,900,005,496
2. In process inventory (1.5 MC per bulan) = Rp 8,850,008,244
3. Product inventory (MC per bulan) = Rp 5,900,005,496
4. Available cash (MC per bulan) = Rp 5,900,005,496
5. Extended credit (2 MC per bulan) = Rp 11,800,010,992
Total = Rp 38,350,035,725

VI. GENERAL EXPENSE

1. Administrasi (3% Manufacturing Cost) = Rp 2,124,001,979

2. Sales (5% Manufacturing Cost)	= Rp 3,540,003,298
3. Finance (5% WC + FCI)	= Rp 10,985,476,677
4. Riset (2% sales)	= <u>Rp 2,400,000,000</u>
Total	= Rp 19,049,481,953

VII. TOTAL BIAYA PRODUKSI

$$\begin{aligned}
 \text{Total biaya produksi} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\
 &= \text{Rp } 70,800,065,954.75 + \text{Rp } 19,049,481,952.98 \\
 &= \text{Rp } 89,849,547,907.73
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Capital Investment} &= \text{Fixed Capital Investment} + \text{Working Capital} \\
 &= \text{Rp } 181,359,497,806.53 + \text{Rp } 38,350,035,725.49 \\
 &= \text{Rp } 219,709,533,532.02
 \end{aligned}$$

VIII. HARGA JUAL PRODUK

$$\begin{aligned}
 \text{Harga dasar} &= \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Volume produksi}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 89,849,547,907.73}{20,000,000} \\
 &= \text{Rp } 4,492.48
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Harga jual} &= 1.335566 \times \text{harga dasar} \\
 &= 1.335566 \times \text{Rp } 4,492.48 \\
 &= \text{Rp } 6,000
 \end{aligned}$$

Total sales:

a. Listrik	= Rp 6,000/kW
Produksi tiap tahun	= 20,000,000 kW
Annual sales	= Rp 120,000,000,000
Total annual sales	= Rp 120,000,000,000

IX. ANALISA KEUNTUNGAN

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total sales = Rp 120,000,000,000
 Total biaya produksi = Rp 89,849,547,907.73
 Keuntungan = Rp 30,150,452,092.27

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak = 20%
 Keuntungan = Rp 24,120,361,673.81

X. ANALISA KELAYAKAN

1. Return on Investment

Merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

a. Sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 Pb \times ra &= \text{Rp } 30,150,452,092.27 \\
 If &= \text{Rp } 181,359,497,806.53 \\
 \text{ROI} &= \frac{Pb \times ra}{If} \times 100\% \\
 &= \frac{30,150,452,092.27}{181,359,497,806.53} \times 100\% \\
 &= 16.6\%
 \end{aligned}$$

b. Sesudah pajak

$$\begin{aligned}
 Pb \times ra &= \text{Rp } 24,120,361,673.81 \\
 If &= \text{Rp } 181,359,497,806.53 \\
 \text{ROI} &= \frac{Pb \times ra}{If} \times 100\% \\
 &= \frac{24,120,361,673.81}{181,359,497,806.53} \times 100\% \\
 &= 13.3\%
 \end{aligned}$$

2. Pay Out Time

Adalah waktu minimum yang dibutuhkan secara teoritis untuk

pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah penyusutan.

a. Sebelum Pajak

$$Pb \times ra = \text{Rp } 30,150,452,092.27$$

$$If = \text{Rp } 181,359,497,806.53$$

$$0.1 If = \text{Rp } 18,135,949,780.65$$

$$\begin{aligned} \square\square\square &= \frac{\square\square}{\square\square\square\square\square + 0.1\square\square} \\ &= \frac{\square\square 181,359,497,806.53}{\square\square 30,150,452,092 + (0.1\square\square\square\square 181,359,497,806.53)} \times 100\% \\ &= 3.7559 \end{aligned}$$

b. Sesudah Pajak

$$Pb \times ra = \text{Rp } 24,120,361,673.81$$

$$If = \text{Rp } 183,359,497,806.53$$

$$0.1 If = \text{Rp } 18,135,949,780.65$$

$$\begin{aligned} \square\square\square &= \frac{\square\square}{\square\square\square\square\square + 0.1\square\square} \\ &= \frac{\square\square 181,359,497,806.53}{\square\square 24,120,361,674 + (0.1\square\square\square\square 181,359,497,806.53)} \times 100\% \\ &= 4.2919 \end{aligned}$$

3. Break Even Point (BEP)

Merupakan titik batas produksi, di mana pabrik dikatakan tidak untung dan tidak rugi.

Fixed Cost (Fa):

- | | |
|--------------------------|---------------------|
| 1. Depresiasi (10% FCI) | = Rp 18,135,949,781 |
| 2. Property Tax (2% FCI) | = Rp 3,627,189,956 |
| 3. Asuransi (2% FCI) | = Rp 3,627,189,956 |
| | = Rp 25,390,329,693 |

Variable Cost (Va):

- | | |
|---------------------|------------------|
| 1. Biaya bahan baku | = Rp 656,410,825 |
|---------------------|------------------|

2. Pack and Ship (0.5% sales) = Rp 2,400,000,000
3. Utilitas dan UPL = Rp 15,456,987
4. Royal. Dan Patt (1% sales) = Rp 4,800,000,000
= Rp 7,871,867,812

Regulated Cost (Ra):

1. Gaji Karyawan = Rp 18,036,000,000
2. Payroll Overhead (15% Kar.) = Rp 2,705,400,000
3. Plant Overhead (50% Kary.) = Rp 9,018,000,000
4. Supervise (10% Karyawan) = Rp 1,803,600,000
5. Laboaratorium (10% Kary.) = Rp 1,803,600,000
6. General Expense = Rp 19,049,481,953
7. Maintenance (2% FCI) = Rp 3,627,189,956
8. Plant Supplies (15% Maint.) = Rp 544,078,493
= Rp 56,587,350,403

Sales = Rp 120,000,000,000.00

Break Even Point (BEP)

$$\begin{aligned} \text{Rp } 120,000,000,000 &= \frac{(\text{Rp } 56,587,350,403 + 0.3 \text{ Rp } 120,000,000,000)}{(\text{Rp } 120,000,000,000 - \text{Rp } 56,587,350,403 - 0.7 \text{ Rp } 120,000,000,000)} \times 100\% \\ \text{Rp } 120,000,000,000 &= \frac{\text{Rp } 42,366,534,813.67}{\text{Rp } 72,516,986,905.94} \times 100\% \\ \text{Rp } 120,000,000,000 &= 58.42\% \end{aligned}$$

4. Shut Down Point (SDP)

$$\text{Rp } 120,000,000,000 = \frac{0.3 \text{ Rp } 120,000,000,000}{(\text{Rp } 120,000,000,000 - \text{Rp } 56,587,350,403 - 0.7 \text{ Rp } 120,000,000,000)} \times 100\%$$

$$\square\square\square = \frac{\square\square 16,976,205,120.76}{\square\square 72,516,986,905.94} \square 100\%$$

$$\square\square\square = 23.41 \%$$

5. Discounted Cash Flow Rate

Umur pabrik = 10

Salvage value = Rp 18,135,949,780.65

Working capital = Rp 38,350,035,725.49

Fixed capital = Rp 181,359,497,806.53

Cash flow (CF) = Annual Profit + Finance + Depresiasi

$$= \text{Rp } 53,241,788,131.07$$

Discounted cash flow dihitung secara trial and error

$$(WC+FCI) \times (1+i)^{10} / CF = [(1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1] + (WC+SV) / CF$$

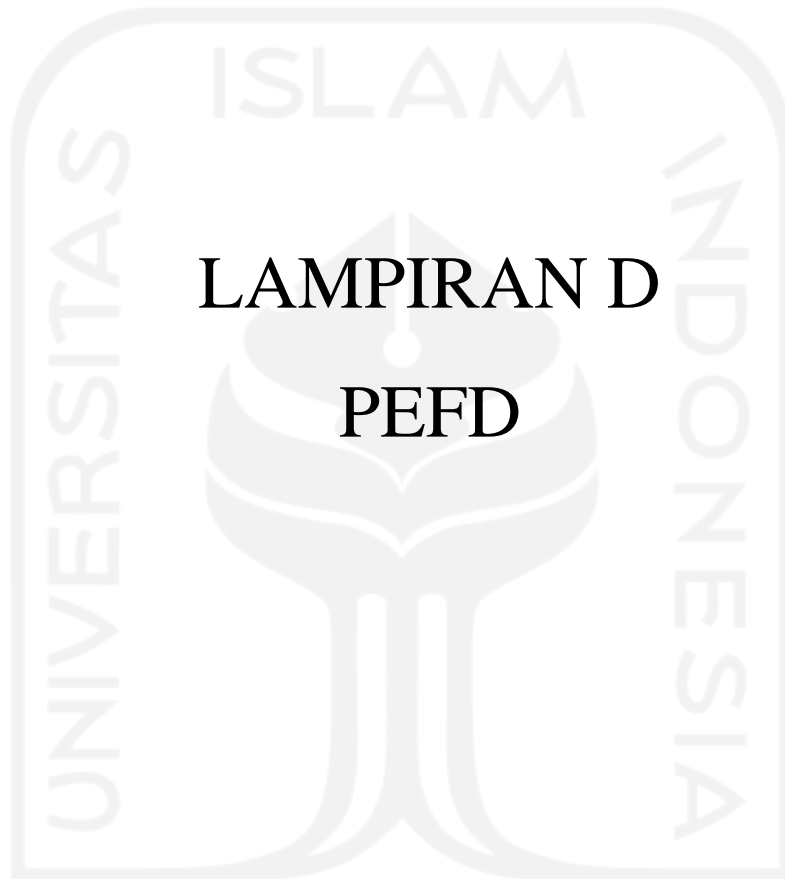
$$R = S$$

Dengan cara trial and error untuk mencari harga I diperoleh tabel coba-coba:

I	R	S	Selisih
0.1492631	16.5878821491	21.291715713	-4.70383356
0.1592631	18.0890781583	22.305598412	-4.21652025
0.1692631	19.7114582852	23.373176567	-3.66171828
0.1792631	21.4636414909	24.497115269	-3.03347378
0.1892631	23.3547784271	25.680197118	-2.32541869
0.1992631	25.3945793063	26.925326627	-1.53074732
0.2092631	27.5933429785	28.235534769	-0.64219179
0.2192631	29.9619872567	29.613983653	0.348003604
0.2292631	32.5120805330	31.063971340	1.448109193

Sehingga diperoleh:

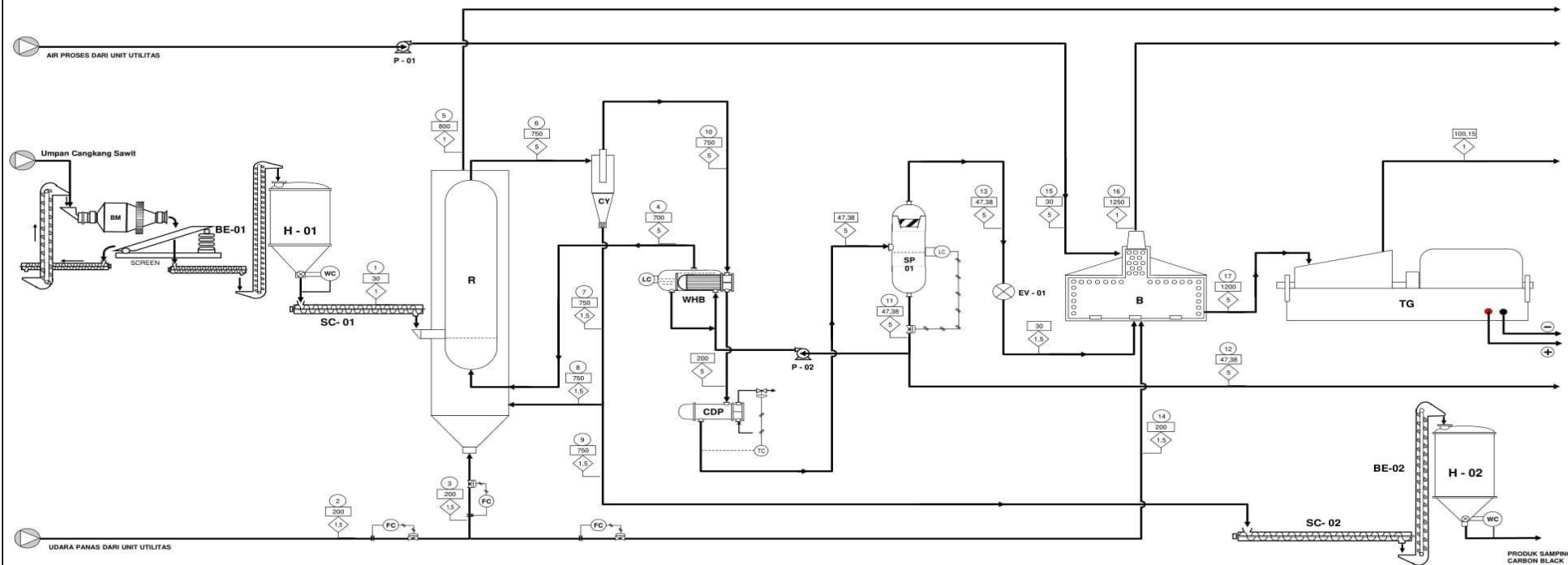
Interest (i) = 21.93%



LAMPIRAN D
PEFD

الجامعة الإسلامية
الابستد الاندو

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK GASIFIKASI BIOMASSA DARI CANGKANG SAWIT MENJADI LISTRIK
KAPASITAS PRODUKSI : 20 MEGA WATT



NO	KOMPONEN	NOMOR ARUS																
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
1	O ₂		9522.125	476.354		95.2708									9045.771		1507.629	
2	N ₂		31343.66	1568.00		1568.00									29775.66		29775.67	
3	CO					3720.65				3720.65				3720.65				
4	CO ₂					523.99											9567.526	
5	CH ₄					1353.01				1353.01			1353.01					
6	C					1287.49	1287.49	142.91	1144.58									
7	H ₂ O	1010.31		2574.98		4429.06				4429.06	4336.36	1761.38	92.70		12913.712	3913.415	12913.712	
8	C ₅ H ₈ O ₄	997.05				9.97	9.97		9.97									
9	C ₆ H ₁₀ O ₅	2729.24				27.29	27.29		27.29									
10	C ₃₁ H ₃₄ O ₁₁	3551.41				35.51	35.51		35.51									
	JUMLAH	8288.02	40865.79	2044.35	2574.98	2187.26	10863.00	1360.27	142.91	1217.36	9502.73	4336.36	1761.38	5166.37	38821.44	12913.71	44764.24	12913.71

KETERANGAN	
B	Boiler
BE	Bucket Elevator
GP	Condenser Partial
CY	Cyclone
EV	Expansion Valve
H	Hopper
P	Pompa
R	Reaktor
SC	Screen Conveyor
SP	Separator
TG	Turbine Generator
WHB	Waste Heat Boiler
PI	Pressure Indicator
LC	Level Controller
TC	Temp. Controller
WC	Weight Controller
NI	Nomor Anus
TI	Temperatur (°C)
TA	Tekanan (Atm.)
PI	Pipa
U	Udara Tahan
SL	Sambungan Lantai

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	
PRARANCANGAN PABRIK GASIFIKASI BIOMASSA DARI CANGKANG SAWIT MENJADI LISTRIK KAPASITAS PRODUKSI : 20 MEGA WATT	
Dibuat oleh :	
N.A.M.A	1
DOSEN PEMBIMBING	1
	2