



TUGAS AKHIR - TF 141581

PERANCANGAN DRYER BAHAN BAKAR DI PERUSAHAAN
PENGOLAHAN KELAPA SAWIT DENGAN MEMANFAATKAN
PANAS BUANG HASIL PEMBAKARAN DI BOILER BERBASIS
COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC

ALVIN DAVIZA PUTRA
NRP. 2412 100 050

Dosen Pembimbing :
Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017



TUGAS AKHIR - TF 141581

PERANCANGAN DRYER BAHAN BAKAR DI PERUSAHAAN
PENGOLAHAN KELAPA SAWIT DENGAN MEMANFAATKAN
PANAS BUANG HASIL PEMBAKARAN DI BOILER BERBASIS
COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC

ALVIN DAVIZA PUTRA
NRP. 2412 100 050

Dosen Pembimbing :
Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017



FINAL PROJECT - TF 141581

*DESIGN OF FUEL DRYER AT PALM OIL PROCESSING
FACTORY USING WASTE HEAT FROM BOILER BASED ON
COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC*

ALVIN DAVIZA PUTRA
NRP. 2412 100 050

Supervisors :
Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA

ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya
2017

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Alvin Daviza Putra

NRP : 2412100050

Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir saya dengan judul PERANCANGAN DRYER BAHAN BAKAR DI PERUSAHAAN PENGOLAHAN KELAPA SAWIT DENGAN MEMANFAATKAN PANAS BUANG HASIL PEMBAKARAN DI BOILER BERBASIS COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC adalah bebas plagiasi. Apabila pernyataan ini terbukti tidak benar, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 26 Juli 2017

Yang membuat pernyataan,



Alvin Daviza Putra

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

TUGAS AKHIR

**PERANCANGAN DRYER BAHAN BAKAR DI
PERUSAHAAN PENGOLAHAN KELAPA SAWIT
DENGAN MEMANFAATKAN PANAS BUANG HASIL
PEMBAKARAN DI BOILER BERBASIS
*COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC***

Oleh:

Alvin Daviza Putra
NRP 2412 100 050

Surabaya, Juli 2017

Menyetujui,
Dosen Pembimbing



Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA
NIP. 19650309 199002 1 001

Mengetahui,
Ketua Jurusan
Teknik Fisika FTI-ITS



Agus Muhammad Hatta, S.T, M.Si., Ph.D

NIP. 19780902 200312 1 002

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

**PERANCANGAN DRYER BAHAN BAKAR DI
PERUSAHAAN PENGOLAHAN KELAPA SAWIT
DENGAN MEMANFAATKAN PANAS BUANG HASIL
PEMBAKARAN DI BOILER BERBASIS
COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

ALVIN DAVIZA PUTRA
NRP 2412 100 050

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA (Pembimbing I)
2. Dr. Ridho Hantoro, S.T., M.T. (Penguji I)
3. Ir. Harsono Hadi, M.T., Ph.D (Penguji II)
4. Gunawan Nugroho, ST, MT, Ph.D (Penguji III)

SURABAYA
JULI, 2017

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

**PERANCANGAN DRYER BAHAN BAKAR DI
PERUSAHAAN PENGOLAHAN KELAPA SAWIT
DENGAN MEMANFAATKAN PANAS BUANG HASIL
PEMBAKARAN DI BOILER BERBASIS
*COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC***

Nama : Alvin Daviza Putra
NRP : 2412 100 050
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA

Abstrak

Penelitian ini dilakukan dengan tujuan merancang sebuah dryer bahan bakar yang dapat digunakan untuk mengeringkan bahan bakar kelapa sawit sebelum digunakan sebagai bahan bakar boiler. Penelitian dilakukan dengan menggunakan simulasi dari CFD. Sebelum dilakukan perancangan dryer terlebih dahulu ditentukan lokasi pengambilan panas buang. Setelah itu dilakukan perhitungan potensi panas buang yang dapat digunakan untuk mengeringkan bahan bakar. Potensi panas buang yang didapatkan kemudian digunakan kembali untuk menentukan lamanya waktu pengeringan untuk bahan bakar kelapa sawit yang digunakan. Kemudian dilakukan perancangan desain dryer bahan bakar yang digunakan serta menentukan lokasi input, output serta mekanisme pergerakan dryer. Desain dryer kemudian disimulasikan untuk melihat karakteristik dryer seperti sebaran kecepatan udara serta sebaran temperatur didalam dryer. Hasil yang didapat berdasarkan simulasi yaitu persebaran kecepatan udara didalam dryer memiliki rentang nilai 0-36 m/s dengan kecepatan tertinggi timbul disaat udara panas buang memasuki dryer sedangkan persebaran temperatur didalam dryer memiliki rentang nilai 90-270°C dengan suhu tertinggi muncul disekitar saluran masuk

udara panas buang dan suhu terendah muncul dibagian keluaran udara panas dari dryer.

***Kata Kunci* : Dryer bahan bakar, Panas buang, CFD**

**DESIGN OF FUEL DRYER AT PALM OIL PROCESSING
FACTORY USING WASTE HEAT FROM BOILER BASED
ON COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC**

Name : Alvin Daviza Putra
NRP : 2412 100 050
Department : Engineering Physics FTI-ITS
Supervisors : Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA

Abstract

This study was conducted with the aim to design a fuel dryer that can be used to dry palm oil bahan bakar before being used as boiler fuel. The study was conducted using simulation of CFD. Prior to the design of the dryer the location of waste heat must be determined. After that the potential of waste heat must be calculated. The waste heat potential obtained then reused to determine the duration of drying time of bahan bakar used. Then the design of bahan bakar dryer is used to determine the location of input, output and dryer movement mechanism. The dryer design then simulated to see dryer characteristics such as air velocity distribution and temperature distribution in the dryer. The results obtained based on the simulation of the air velocity diffusion in the dryer has a range of values 0-36 m/s with the highest speed occurs when the hot air exhaust enter the dryer while the temperature spread in the dryer has a range of values between 90 and 270°C with the highest temperature appears around the inlet and the lowest temperature appears at the heat output from the dryer.

Keywords: *Bahan bakar dryer, Waste heat, CFD*

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji Syukur kehadirat Allah SWT atas nikmat dan hidayah-Nya sehingga penulis mampu untuk menyelesaikan tugas akhir yang berjudul **“Perancangan Dryer Bahan Bakar di Perusahaan Pengolahan Kelapa Sawit Berbasis Panas Buang Hasil Pembakaran di Boiler Berbasis *Computational Fluid Dynamic*.”**

Tugas akhir ini disusun guna memenuhi persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Selama menyelesaikan tugas akhir ini penulis telah banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si, Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Fisika.
2. Bapak Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA selaku dosen wali dan pembimbing tugas akhir atas segala ilmu dan bimbingannya yang diberikan.
3. Bapak Gunawan Nugroho, S.T., M.T., Ph.D, selaku kepala laboratorium Rekayasa Energi dan Pengkondisian Lingkungan.
4. Bapak dan Ibu dosen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmunya sehingga penulis dapat menyelesaikan perkuliahan hingga Tugas Akhir
5. Ayah dan ibu, selaku orang tua penulis, adik penulis yang selalu memberikan dukungan moril.
6. Seluruh mahasiswa Teknik Fisika, terutama angkatan 2012 yang merupakan teman-teman seangkatan penulis
7. Teman-teman seperjuangan TA yang saling membantu dan memberikan saran pengerjaan tugas akhir
8. Serta kepada pihak-pihak terkait lainnya yang telah banyak membantu, yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa penulisan laporan ini masih banyak kekurangan di dalamnya. Oleh karena itu penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari semua pihak guna perbaikan di masa mendatang. semoga laporan Tugas Akhir ini bermanfaat bagi kita semua.

Surabaya, Juli 2017

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	Error! Bookmark not defined.
<i>COVER PAGE</i>	iii
LEMBAR BEBAS PLAGIASI.....	v
LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
LEMBAR PENGESAHAN II.....	ix
Abstrak.....	xi
<i>Abstract</i>	xii
KATA PENGANTAR.....	xv
DAFTAR ISI.....	xviii
DAFTAR GAMBAR.....	xix
DAFTAR TABEL.....	xxii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan.....	2
1.3 Batasan Masalah.....	2
1.4 Sistematika Laporan.....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 Bahan bakar Hasil Pengolahan Kelapa Sawit.....	5
2.2 <i>Material Balance</i> Pengolahan Kelapa Sawit.....	9
2.3 Karakteristik Bahan bakar Kelapa Sawit.....	10
2.4 Pemanfaatan Panas Buang.....	12
2.5 Perhitungan Kalor Pans Buang Hasil Pembakaran.....	15
2.6 Mekanisme Perpindahan Panas.....	19
2.7 Proses Pengeringan Bahan bakar.....	21
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	29
3.1 Studi Literatur.....	29
3.2 Desain dan Pemodelan <i>Heat Recovery</i>	30
3.3 Desain dan Pemodelan Proses Pengeringan Bahan bakar.....	36
3.4 Perhitungan Kapasitas Maksimum Dryer.....	44
3.5 Perpindahan Panas Didalam Dryer.....	45
3.6 Simulasi Dryer Bahan Bakar.....	47
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN.....	55
4.1 Detail Desain Dryer.....	55

4.2	<i>Streamline</i> Kecepatan dan Suhu Udara pada Dryer	57
4.3	Kontur Kecepatan Udara pada Dryer	59
4.4	Kontur Suhu Udara pada Dryer.....	62
BAB V	PENUTUP	67
5.1	Kesimpulan	67
5.2	Saran.....	67
DAFTAR PUSTAKA.....		69

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Produk Pengolahan Kelapa Sawit	5
Gambar 2.2	Skema proses <i>digester</i> kelapa sawit.....	6
Gambar 2.3	Mesin press buah kelapa sawit.....	7
Gambar 2.4	Ripple Mill	8
Gambar 2.5	Diagram <i>material balance</i>	9
Gambar 2.6	<i>Process Flow Diagram</i> Pengolahan Kelapa Sawit	10
Gambar 2.7	Kesetimbangan Energi pada <i>Furnace</i> Industri.....	16
Gambar 2.8	Konduksi Panas Melalui Bidang serta Analoginya	19
Gambar 2.9	Kurva Waktu Pengeringan	24
Gambar 3.1	Diagram Alir Penelitian	29
Gambar 3.2	Lokasi Penyisipan Ducting Dryer bahan bakar.....	31
Gambar 3.3	Skema Desain <i>Heat Recovery</i>	32
Gambar 3.4	Tampak Samping Dryer bahan bakar.....	39
Gambar 3.5	Tampak Depan Dryer bahan bakar	39
Gambar 3.6	Grafik Kalor Pengeringan Terhadap Bukaannya Damper	43
Gambar 3.7	Geometri Dryer bahan bakar	47
Gambar 3.8	Ukuran Meshing Dryer bahan bakar	47
Gambar 3.9	<i>Meshing Dryer bahan bakar</i>	49
Gambar 3.10	Lokasi Inlet Saluran Panas Buang pada Simulasi	49
Gambar 3.11	Lokasi Outlet Panas Buang pada Simulasi.....	50
Gambar 3.12	Input Masuk Bahan bakar Basah pada Simulasi ..	50
Gambar 3.13	Output Bahan bakar Kering Hasil Pengeringan pada Simulasi	51
Gambar 3.14	Permukaan Pengeringan pada Simulasi	51
Gambar 3.15	Grafik Iterasi Dryer bahan bakar	53
Gambar 4.1	Tampak Atas Desain Dryer bahan bakar	55
Gambar 4.2	Tampak Depan Desain Dryer bahan bakar	56
Gambar 4.3	<i>Streamline</i> Kecepatan Udara pada Dryer	58
Gambar 4.4	<i>Streamline</i> Suhu Udara didalam Dryer	59
Gambar 4.5	Kontur Kecepatan Udara pada Bidang XY	60
Gambar 4.6	Gabungan Kontur Kecepatan Udara pada Bidang XY	60
Gambar 4.7	Kontur Kecepatan Udara pada Bidang YZ	61

Gambar 4.8 Gabungan Kontur Kecepatan Udara pada Bidang YZ..... 62
Gambar 4.9 Kontur Suhu Udara pada Bidang XY..... 63
Gambar 4.10 Gabungan Kontur Suhu Udara pada Bidang XY . 63
Gambar 4.11 Kontur Suhu Udara pada Bidang YZ 64
Gambar 4.12 Gabungan Kontur Suhu Udara pada Bidang YZ.. 65
Gambar 4.13 Kontur Suhu Udara pada Bidang ZX 66

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Karakteristik Cangkang Kelapa Sawit.....	10
Tabel 2.2 Karakteristik Fiber Kelapa Sawit.....	11
Tabel 2.3 Sumber Panas Buang dan Kualitasnya	12
Tabel 2.4 Klasifikasi Suhu Panas Buang dan Pemanfaatannya..	14
Tabel 2.5 Karakteristik Dryer Tipe Belt	14
Tabel 2.6 Standar Bahan Bakar	23
Tabel 3.1 Entalpi Gas Ideal CO ₂ pada Suhu 300°C	34
Tabel 3.2 Entalpi Gas Ideal N ₂ pada Suhu 300°C	34
Tabel 3.3 Data Entalpi Uap Air	35
Tabel 3.4 <i>Boundary Condition</i>	52

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri pengolahan kelapa sawit dibagi menjadi dua bagian utama, yaitu industri pengolahan bahan mentah kelapa sawit menjadi bahan setengah jadi dan industri pengolahan material setengah jadi menjadi material yang jadi. Pengolahan kelapa sawit menjadi bahan setengah jadi melewati enam bagian proses/stasiun yang terdiri dari stasiun penerimaan buah, stasiun sterilizer, stasiun *thresher* (bantingan), stasiun *digester and press*, stasiun *nut and kernel* serta stasiun klarifikasi. Hasil pengolahan kelapa sawit menghasilkan produk utama berupa minyak mentah (CPO) dan kernel serta produk sampingan berupa janjangan kosong, fiber, cangkang dan limbah cair.

Boiler merupakan komponen penting dalam industri pengolahan kelapa sawit yang digunakan untuk menghasilkan *steam*. *Steam* yang dihasilkan akan digunakan untuk memutar turbin pada proses pembangkitan energi listrik. Setelah melewati turbin, *steam* akan dimanfaatkan kembali dalam berbagai proses pengolahan kelapa sawit menjadi minyak mentah seperti pada proses sterilisasi buah kelapa sawit, proses pemisahan minyak kelapa sawit dari pengotor serta proses perebusan kernel sebelum didistribusikan.

Pada saat ini boiler di perusahaan-perusahaan pengolahan kelapa sawit menggunakan bahan bakar campuran dari fiber dan cangkang sebagai bahan bakarnya dengan kandungan air sebesar 37,2% dan 21,4%. Dalam pengoperasiannya, panas buang hasil pembakaran di ruang bakar boiler akan langsung dibuang melalui cerobong asap sehingga sering kali asap yang dibuang ke lingkungan berwarna hitam dan bersuhu tinggi. Asap hitam yang dibuang ke lingkungan berasal dari pembakaran yang tidak sempurna yang disebabkan oleh tingginya kandungan air bahan bakar yang digunakan sehingga panas pembakaran yang pada awalnya dapat digunakan untuk memanaskan air menjadi *steam* digunakan untuk terlebih dahulu mengeringkan kandungan air yang terkandung dalam bahan bakar sebelum terbakar habis.

Agar didapatkan hasil pembakaran yang baik dibutuhkan suatu cara agar kandungan air bahan bakar berkurang, oleh karena itu dilakukan penelitian dengan tujuan merancang dryer bahan bakar dengan memanfaatkan panas buang hasil pembakaran didalam boiler.

Diharapkan dengan dilakukannya penelitian ini dapat dijadikan acuan untuk meningkatkan kualitas bahan bakar yang digunakan. Kedepannya dengan mengacu dengan penelitian ini, dapat dikembangkan dryer bahan bakar yang dapat memaksimalkan kualitas bahan bakar yang masuk kedalam boiler.

1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan yang muncul pada tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Bagaimana cara menghitung kalor panas buang dari proses pembakaran bahan bakar di boiler ?
2. Bagaimana merancang *dryer bahan bakar* dengan memanfaatkan panas buang hasil pembakaran?

1.1 Tujuan

Tujuan melakukan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Untuk mendapatkan hasil perhitungan kalor panas buang dari proses pembakaran bahan bakar di boiler.
2. Untuk merancang *dryer bahan bakar* dengan memanfaatkan panas buang hasil pembakaran.

1.3 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah yang digunakan dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Penelitian dilakukan di PT. Sriwijaya Palm Oil Indonesia.
2. Seluruh data-data yang digunakan berasal dari PT. Sriwijaya Palm Oil Indonesia.
3. Penelitian dilakukan berupa perancangan dryer bahan bakar dengan memanfaatkan panas buang hasil pembakaran.

4. Pemanfaatan panas buang hasil pembakaran dengan mengasumsikan tidak ada panas buang yang hilang ke lingkungan sebelum memasuki dryer.
5. Bahan bakar boiler berupa cangkang dan fiber hasil pengolahan kelapa sawit.
Pemrograman disimulasikan dengan menggunakan *software* CFD.

1.4 Sistematika Laporan

Sistematika penulisan laporan tugas akhir adalah sebagai berikut:

BAB I Pendahuluan

Bab I ini terdiri dari latar belakang, perumusan masalah, tujuan, batasan masalah dan sistematika laporan.

BAB II Teori Penunjang

Pada bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, seperti asal bahan bakar yang digunakan, karakteristik bahan bakar, pemanfaatan panas buang, perhitungan kalor panas buang serta proses pengeringan bahan bakar yang meliputi prinsip dasar pengeringan serta lamanya waktu pengeringan yang dibutuhkan.

BAB III Metodologi Penelitian

Pada bab ini berisi mengenai rancangan dari penelitian yang dilakukan, metode, dan langkah-langkah dalam penelitian.

BAB IV Analisis Data dan Pembahasan

Pada bab ini berisi tentang data hasil simulasi yang telah dilakukan menggunakan *software Computational Fluid Dynamic* dan analisa hasil simulasi yang berupa sebaran kecepatan udara serta sebaran temperatur didalam dryer.

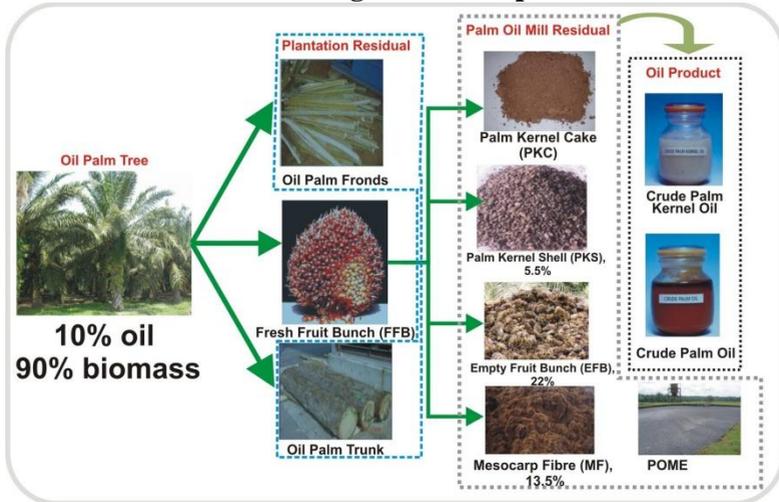
BAB V Kesimpulan dan Saran

Pada bab ini diberikan kesimpulan tentang tugas akhir yang telah dilakukan berdasarkan data-data yang diperoleh, serta diberikan saran sebagai penunjang maupun pengembangan tugas akhir selanjutnya.

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Bahan bakar Hasil Pengolahan Kelapa Sawit



Gambar 2.1 Produk Pengolahan Kelapa Sawit (Salman, 2015)

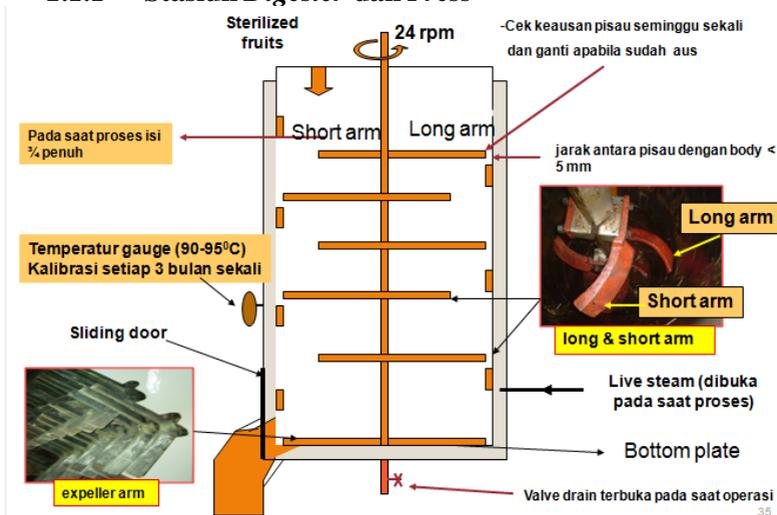
Industri pengolahan kelapa sawit dibagi menjadi dua bagian utama, yaitu industri pengolahan bahan mentah kelapa sawit menjadi bahan setengah jadi dan industri pengolahan material setengah jadi menjadi material yang jadi. Pada proses pengolahan bahan mentah menuju setengah jadi, dihasilkan dua produk utama serta lima produk sampingan. Dua produk utama yang dihasilkan berupa minyak mentah (*crude palm oil*) dan minyak inti mentah kelapa sawit (*crude palm kernel oil*). Sedangkan produk sampingan yang dihasilkan berupa ampas inti sawit (*palm kernel cake*), cangkang sawit (*palm kernel shell*), tandan buah kosong sawit (*empty fruit bunch*), fiber (*mesocarp fiber*) serta POME (*Palm Oil Mill EfcFD*). Proses produksi untuk mengolah tandan buah segar (TBS) menjadi minyak mentah dan *kernel* melalui beberapa stasiun, yaitu :

1. Stasiun Penerimaan Buah
2. Stasiun *Sterilizer*

3. Stasiun *Thresher* (Bantingan)
4. Stasiun *Digester* dan *Press*
5. Stasiun *Nut* dan *Kernel*
6. Stasiun Klarifikasi

Bahan bakar yang digunakan untuk boiler merupakan fiber dan cangkang. Fiber didapatkan sebagai produk sampingan pengolahan kelapa sawit di stasiun digester dan press sedangkan cangkang didapatkan sebagai produk sampingan pengolahan kelapa sawit di stasiun nut dan kernel.

2.1.1 Stasiun *Digester* dan *Press*



Gambar 2.2 Skema Proses *Digester* Kelapa Sawit (Salman, 2015)

Digester merupakan silinder tegak yang dilengkapi pisau-pisau pencacah dengan kecepatan 24 rpm sehingga buah kelapa sawit dicacah didalam tangki ini. Tujuan *digester* agar daging buah terlepas dari bijinya sehingga mudah dipress. Untuk memudahkan pelumatan buah, pada *digester* diinjeksikan *steam* dengan suhu 90-95°C serta pengisian *digester* dipertahankan

minimal $\frac{3}{4}$ dari volumenya sehingga tekanan dibawah besar dan proses *digester* berjalan dengan baik.



Gambar 2.3 Mesin Press Buah Kelapa Sawit

Untuk memisahkan minyak kelapa sawit dengan *nut* dan fibernya dilakukan pengepressan dengan menggunakan alat *screw press*. Tujuan utama dilakukan pengepressan adalah untuk memaksimalkan ekstraksi minyak kelapa sawit dan meminimalkan *nut* yang pecah. Minyak kemudian masuk kedalam *sand trap tank* sedangkan *nut* dan fiber menuju stasiun berikutnya.

2.1.2 Stasiun Nut dan Kernel

Stasiun *nut* dan *kernel* merupakan stasiun pengolahan *nut* dimana *nut* dan fiber hasil dari pengepressan kemudian dibawa menggunakan *cake breaker conveyor* menuju tabung *depericarper* dimana fiber yang ringan akan terhisap oleh *fibre cyclone* sedangkan *nut* yang lebih berat akan jatuh menuju *nut polishing drum*. Selanjutnya *nut* akan masuk kedalam *ripple mill* untuk memecahkan *nut* menjadi *kernel* dan cangkangnya.



Gambar 2.4 Ripple Mill

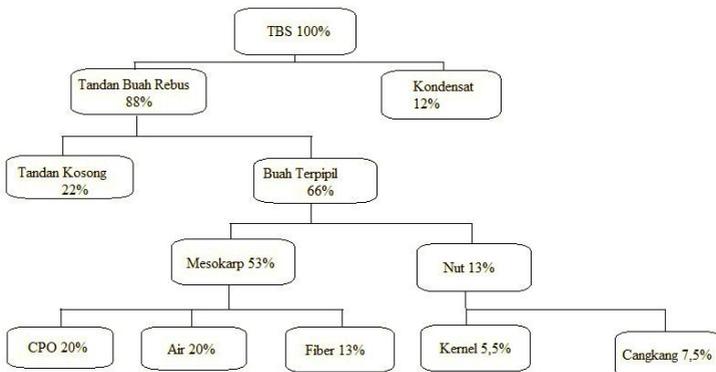
Pemisahan *kernel* dan cangkangnya dilakukan menggunakan *light tenera dust separator* (LTDS) yang memanfaatkan hisapan angin agar *kernel* dan cangkang terpisah. Cangkang yang berbentuk lempeng dan tipis lebih mudah terangkat keatas sedangkan *kernel* yang umumnya berbentuk bulat dan tebal akan jauth ke bawah. Hisapan yang terlalu kuat akan menyebabkan *kernel* ikut terhisap keatas sedangkan jika terlalu lemah maka pada *kernel* banyak dijumpai cangkang.

Kernel pecah, *kernel* kecil serta cangkang yang masih terbawa setelah proses di LTDS kemudian masuk kedalam *claybath* yang bertujuan untuk memisahkan *kernel* pecah, *kernel* kecil serta cangkang berdasarkan perbedaan massa jenis dengan menggunakan larutan CaCO_3 yang memiliki massa jenis 1,13. *Kernel* yang memiliki massa jenis 1,07 akan terapung diatas larutan sedangkan cangkang yang memiliki massa jenis 1,2 akan tenggelam. Cangkang kemudian dibawa menggunakan *conveyor* untuk dibuang sedangkan *kernel* menuju *kernel silo* untuk dikeringkan. Pengeringan *kernel* dilakukan untuk mengurangi kandungan *moisture* dan kotoran sesuai standar yang telah ditetapkan yaitu kandungan *moisture* dan *dirt* pada *kernel* harus

dibawah 8%. Setelah dikeringkan, *kernel* kemudian dibawa menuju *kernel storage bin* untuk disimpan sebelum dijual

2.2 Material Balance Pengolahan Kelapa Sawit

Pada pengolahan kelapa sawit dilakukan perhitungan *material balance* dari proses pengolahan untuk mengetahui banyaknya produk-produk yang dihasilkan dari setiap proses pengolahan. Perhitungan *material balance* dilakukan dengan cara membandingkan jumlah tiap-tiap produk yang dihasilkan dengan jumlah kelapa sawit yang diproses. Berikut ini merupakan rincian *material balance* dari buah yang diolah di PT. Sriwijaya Palm Oil Indonesia.



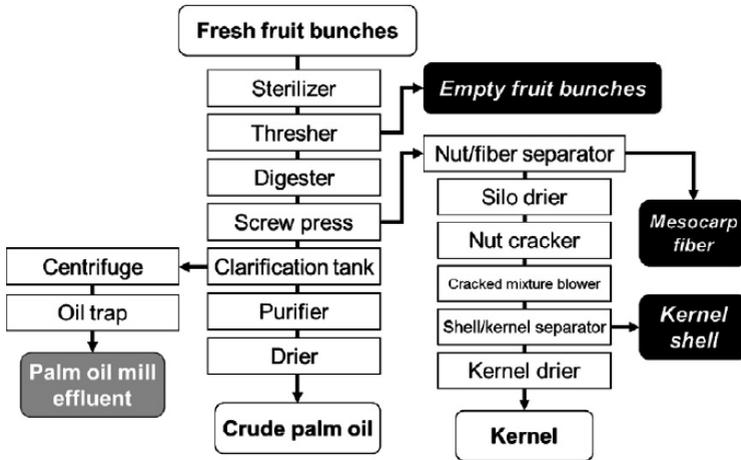
Gambar 2.5 Diagram *Material Balance*

Dari seluruh buah yang telah memenuhi syarat untuk diolah pada stasiun penerimaan buah, setelah dilakukan proses sterilisasi akan menghasilkan tandan buah rebus sebesar 88% dan kondensat sebesar 12%. Setelah melewati stasiun *thresher*, didapatkan buah terpilih sebesar 66% dan tandan kosong sebesar 12%. Buah terpilih setelah melewati stasiun *digester* dan *press* akan menghasilkan bagian mesokarp sebesar 53% dan nut sebesar 13%. Dari mesokarp yang telah melewati proses di stasiun klarifikasi akan didapatkan CPO sebesar 20%, air sebesar 20% serta fiber sebesar 13% sedangkan nut yang telah melewati proses

di stasiun nut dan kernel akan menghasilkan kernel sebesar 5,5% dan cangkang sebesar 7,5%.

2.3 Karakteristik Bahan bakar Kelapa Sawit

Bahan bakar di perusahaan pengolahan kelapa sawit terbagi menjadi dua yaitu fiber dan cangkang yang didapatkan dari proses-proses pengolahan di stasiun yang berbeda. Fiber dan cangkang didapatkan pada stasiun *nut* dan *kernel*. Berikut merupakan karakteristik bahan bakar kelapa sawit yang didapatkan melalui analisis proksimasi, analisis ultimasi serta nilai kalori. (Uemura, 2011)



Gambar 2.6 *Process Flow Diagram* Pengolahan Kelapa Sawit (Uemura, 2011)

Tabel 2.1 Karakteristik Cangkang Kelapa Sawit (Milne, 1990)

Karakteristik	Satuan	Jenis Perhitungan		
		ar	db	daf
Analisis Proksimasi				
• Kandungan Air	wt%	21,40	-	-
• Kandungan Abu	wt%	3,44	4,38	-

Tabel 2.1 (Lanjutan)

Analisis Ultimasi				
• Karbon	wt%	36,69	46,68	48,82
• Hidrogen	wt%	4,61	5,86	6,13
• Nitrogen	wt%	0,79	1,01	1,06
• Sulfur	wt%	0,05	0,06	0,06
• Nitrogen	wt%	33,02	42,01	43,93
Nilai Kalori				
• Net Calorific Value	MJ/kg	14,02	18,50	19,35
• Gross Calorific Value	MJ/kg	15,55	19,78	20,69
• HHV _{Milne}	MJ/kg	14,50	18,44	19,29

Tabel 2.2 Karakteristik Fiber Kelapa Sawit (Milne, 1990)

Karakteristik	Satuan	Jenis Perhitungan		
		ar	db	daf
Analisis Proksimasi				
• Kandungan Air	wt%	37,20	-	-
• Kandungan Abu	wt%	2,08	3,32	-
Analisis Ultimasi				
• Karbon	wt%	29,47	46,92	48,53
• Hidrogen	wt%	3,70	5,89	6,09
• Nitrogen	wt%	0,70	1,12	1,16
• Sulfur	wt%	0,06	0,09	0,09
• Nitrogen	wt%	26,79	42,66	44,12
Nilai Kalori				
• Net Calorific Value	MJ/kg	10,60	18,32	18,95
• Gross Calorific Value	MJ/kg	12,32	19,61	20,28
• HHV _{Milne}	MJ/kg	11,61	18,49	19,12

Jenis perhitungan yang dilakukan terbagi menjadi tiga yaitu ar, db dan daf. Ar (*as received*) merupakan perhitungan persentase berat dari bahan asal pada bentuk aslinya, db (*dry basis*) merupakan perhitungan persentase berat dari bahan yang sudah dikeringkan (termasuk abu) sedangkan daf (*dry and ash free*) merupakan perhitungan persentase berat dari bahan bebas kandungan air dan abunya.

Analisis proksimasi bahan bakar digunakan untuk menghitung nilai dari empat karakteristik yaitu kandungan air, kandungan abu, kandungan bahan mudah terbakar (*volatile*) serta kandungan karbon tetap.

Analisis ultimasi digunakan untuk menentukan unsur kimiawi dari suatu bahan. Unsur kimia yang dihitung yaitu karbon (C), hidrogen (H), oksigen (O), nitrogen (N), sulfur (S) dan halide. Halide merupakan unsur halogen yang terkandung pada suatu bahan, yaitu klorin (Cl), fluorin (F) dan boron (Br). Berikut merupakan rumus perhitungan analisis ultimasi pada perhitungan ar, db dan daf. (Milne, 1990)

Perhitungan *as result (ar)*

$$\text{Ultimasi} = \text{C} + \text{H} + \text{O} + \text{N} + \text{S} + \text{Cl} + \text{F} + \text{Br} + \text{abu} + \text{kandungan air} = 100 \quad (2.1)$$

Perhitungan *dry basis (db)*

$$\text{Ultimasi} = \text{C} + \text{H} + \text{O} + \text{N} + \text{S} + \text{Cl} + \text{F} + \text{Br} + \text{abu} = 100 \quad (2.2)$$

Perhitungan *dry and ash free (daf)*

$$\text{Ultimasi} = \text{C} + \text{H} + \text{O} + \text{N} + \text{S} + \text{Cl} + \text{F} + \text{Br} = 100 \quad (2.3)$$

Perhitungan nilai $\text{HHV}_{\text{Milne}}$

$$\text{HHV}_{\text{Milne}} = 0,341 \cdot \text{C} + 1,3222 \cdot \text{H} - 0,12 \cdot \text{O} + 0,0686 \cdot \text{S} - 0,0153 \cdot \text{ash} \quad (2.4)$$

2.4 Pemanfaatan Panas Buang (*Waste Heat Recovery*)

Panas buang merupakan panas yang dihasilkan dalam suatu proses pembakaran maupun proses kimia dan kemudian dibuang ke lingkungan meskipun masih dapat dimanfaatkan kembali. Jika

panas buang ini dapat dimanfaatkan, sejumlah besar bahan bakar dapat dihemat. Berdasarkan jenis prosesnya, panas buang yang dihasilkan memiliki suhu yang bervariasi mulai dari suhu rendah *cooling water* hingga suhu tinggi hasil keluaran dari *kiln* maupun *furnace* dimana semakin tinggi suhu panas buang maka semakin baik dan efektif pemanfaatan panas buang yang dihasilkan.

Dalam proses pemanfaatan panas buang terdapat tiga komponen penting yaitu adanya sumber panas buang yang dimanfaatkan seperti dari hasil pembakaran, teknologi untuk memanfaatkan panas buang seperti regenerator, recuperator, economizer seta waste heat boiler dan kegunaan dari panas buang seperti pemanfaatan panas buang dalam proses preheating (feedwater pada boiler, bahan bakar serta udara bakar). (Turner, 2008)

Tabel 2.3 Sumber Panas Buang dan Kualitasnya (Anonim, 2008)

No	Sumber Panas Buang	Kualitas
1	Panas pada gas buang	Semakin tinggi suhunya, semakin besar potensi pemanfaatan panas buang
2	Panas pada aliran uap	Seperti diatas, namun ketika dikondensasi panas laten juga dapat dipulihkan
3	Panas konveksi dan radiasi dari permukaan peralatan	Kualitas tidak baik, jika dimanfaatkan akan berupa pemanasan ruang
4	Panas yang terkandung pada <i>cooling water</i>	Kualitas tidak baik, panas yang dihasilkan digunakan untuk proses pertukaran pans berikutnya
5	Panas yang tersimpan dari produk yang telah diproses	Kualitas tergantung suhu yang dihasilkan
6	Panas dalam bentuk gas dan cairan yang telah diproses	Kualitas buruk jika terkontaminasi

Berdasarkan tabel 2.4, sumber panas buang pada PT. Sriwijaya Palm Oil Indonesia dapat dikategorikan sebagai panas pada gas buang yang memiliki karakteristik dimana semakin tinggi suhu panas buang yang dihasilkan maka semakin besar potensi panas buang yang dapat dimanfaatkan. Jika diklasifikasikan berdasarkan suhu panas buang yang dihasilkan maka pemanfaatan panas buang dapat dibagi seperti berikut.

Tabel 2.4 Klasifikasi Suhu Panas Buang serta Pemanfaatannya (Anonim, 2008)

Range Suhu	Sumber Panas Buang	Suhu Proses (°C)	Pemanfaatan
Suhu tinggi (>650°C)	Pemurnian nikel	1370-1650	Preheat udara pembakaran pada furnace
	Pemurnian tembaga	760-820	
	Pemanasan baja	930-1040	
	Pelelehan kaca	1300-1540	
	Pemurnian seng	760-1100	
Suhu Sedang (230-650°C)	Keluaran boiler	230-480	Preheat udara pembakaran Siklus Rankine untuk pembangkit energi
	Keluaran turbin gas	370-540	
	Oven pengering	230-600	
	Kiln semen	450-620	
Suhu Rendah (<230°C)	Kondensat uap	50-90	Pemanasan ruang Pemanas air Siklus Rankine
	<i>Cooling water</i> dari kompresor udara	30-50	
	<i>Cooling water</i> dari mesin las	30-90	
	<i>Cooling water</i> dari pompa	30-90	
	<i>Cooling water</i> dari AC	30-45	
	<i>Cooling water</i> dari kompresor udara	30-50	

Berdasarkan data pada tabel 2.5, suhu pada gas buang hasil pembakaran di boiler berkisar diantara 230-480°C dimana suhu

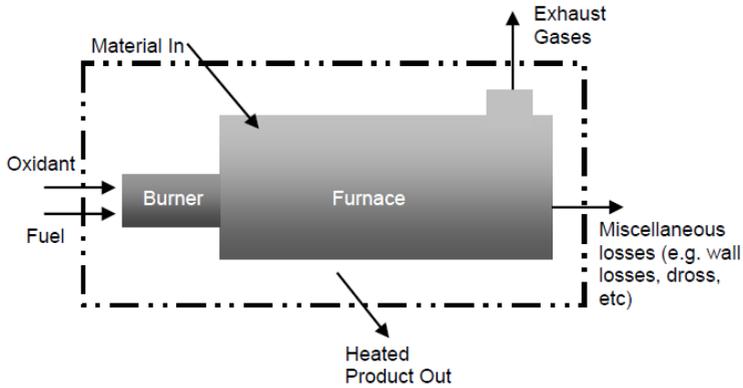
gas buang hasil pembakaran di boiler PT. Sriwijaya Palm Oil Indonesia sebesar 300°C . Keuntungan dari pemanfaatan panas buang dapat diklasifikasikan dalam dua kategori yaitu manfaat langsung dan manfaat tidak langsung. Manfaat langsung dari pemanfaatan panas buang berpengaruh pada efisiensi proses yang berhubungan langsung dengan pengurangan biaya pemakaian peralatan dan biaya proses produksi. Manfaat tidak langsung dari pemanfaatan panas buang terdiri dari pengurangan polusi lingkungan dan pengurangan konsumsi energi yang dibutuhkan.

2.5 Perhitungan Kalor Panas Buang Hasil Pembakaran

Perhitungan panas buang hasil pembakaran dilakukan dengan cara menghitung persentase energi masuk yang hilang terhadap gas panas buang, menghitung total energi yang dikonsumsi selama proses dilaksanakan serta menghitung total panas buang yang hilang selama pelaksanaannya. Persentase panas buang bergantung dari *furnace* yang digunakan, komposisi gas buang dan suhu gas buang. (Anonim, 2008)

Dalam perhitungan panas buang hasil pembakaran, digunakan asumsi sebagai berikut.

- a. Seluruh laju aliran massa dan perpindahan energi berlangsung pada keadaan *steady*
- b. Masukan pada *furnace* pada keadaan suhu dan tekanan yang standar
- c. Gas keluaran berada pada tekanan atmosfer
- d. Gas buang merupakan gas ideal (kecuali H_2O)
- e. *Furnace* memiliki *excess air* sebesar 10%
- f. Pembakaran yang terjadi pada *furnace* merupakan pembakaran sempurna.



Gambar 2.7 Kestimbangan Energi pada *Furnace* Industri
(Anonim, 2008)

Persamaan kesetimbangan energi pada gambar 2.12 sebagai berikut. (Anonim, 2008)

$$E_{in} = E_{out} \quad (2.5)$$

$$E_{in} = E_{exh} + E_p + E_{misc} \quad (2.6)$$

Dimana :

- E_{in} merupakan energi yang masuk kedalam *furnace*
- E_{exh} merupakan energi yang terkandung pada gas buang
- E_p merupakan panas yang terkandung pada produk yang meninggalkan *furnace*
- E_{misc} merupakan panas buang lainnya seperti pada dinding

Perhitungan gas panas buang E_{exh} yang merupakan fungsi dari laju aliran massa gas buang dan entalpinya, yang bergantung pada komposisi kimia dan suhu, sebagai berikut. (Anonim, 2008)

$$E_{exh} = [\dot{m}h(t)]_{exh} = \dot{m}_{exh} \sum_i [x_i h_i(t)]_{exh} \quad (2.7)$$

Dimana :

- \dot{m} merupakan laju aliran massa gas buang

- $h(t)$ merupakan entalpi gas
- x_i merupakan fraksi massa tiap-tiap spesies pada gas buang
- $h_i(t)$ merupakan entalpi tiap spesies pada gas buang

Entalpi $h_i(t)$ dari tiap spesies merupakan fungsi suhu (t). Entalpi $h_i(t)$ tiap spesies dapat dihitung berdasarkan kapasitas spesifik panas dan tabel referensi. Laju aliran massa gas buang dan fraksi massa tiap spesies dapat ditentukan dari konsumsi bahan bakar dan kesetimbangan massa, berdasarkan persamaan reaksi untuk pembakaran bahan bakar. Sehingga, persamaan 2.9 dapat diubah menjadi berikut. (Anonim, 2008)

$$E_{exh} = \dot{m}_{fuel} \left(\frac{\dot{m}_{exh}}{\dot{m}_{fuel}} \right) \sum_i [x_i h_i(t)]_{exh} \quad (2.8)$$

Dimana :

- \dot{m}_{fuel} merupakan laju bahan bakar yang masuk
- $(\dot{m}_{exh}/\dot{m}_{fuel})$ merupakan laju aliran massa gas buang terhadap bahan bakar yang masuk

Sehingga fraksi panas buang yang hilang terhadap energi yang masuk dapat dijabarkan menjadi berikut. (Anonim, 2008)

$$\frac{E_{exh}}{E_{in}} = \frac{\dot{m}_{fuel} \left(\frac{\dot{m}_{exh}}{\dot{m}_{fuel}} \right) \sum_i [x_i h_i(t)]_{exh}}{\dot{m}_{fuel} h_c} \quad (2.9)$$

$$\frac{E_{exh}}{E_{in}} = \frac{\left(\frac{\dot{m}_{exh}}{\dot{m}_{fuel}} \right) \sum_i [x_i h_i(t)]_{exh}}{h_c} \quad (2.10)$$

Dimana :

- h_c merupakan nilai *Higher Heating Value* (HHV) dari bahan bakar

Berdasarkan persamaan 2.7b diatas, kandungan energi pada gas buang dapat diperhitungkan dengan menentukan nilai dari parameter-parameter berikut, yaitu :

- a. konsumsi bahan bakar
- b. komposisi kimia gas buang dan laju aliran massa terhadap bahan bakar yang masuk (dihitung berdasarkan konsumsi bahan bakar, kuantitas udara pembakaran dan reaksi kimia dari proses pembakaran)
- c. suhu gas buang
- d. entalpi $h_i(t)$ dari tiap spesies gas buang

Perhitungan kalor yang digunakan untuk mengurangi kandungan air pada bahan bakar dirumuskan sebagai berikut.

$$Q_{drying} = Q_{sensible} + Q_{latent} \quad (2.11)$$

$$Q_{drying} = \dot{m} \cdot c \cdot \Delta T + \dot{m} \cdot L \quad (2.12)$$

Dimana :

- Q_{drying} merupakan kalor yang dibutuhkan untuk mengurangi kandungan air pada bahan bakar
- $Q_{sensible}$ merupakan kalor yang dibutuhkan untuk menaikkan atau menurunkan suhu suatu zat namun tidak mengubah fasa zat tersebut
- Q_{latent} merupakan kalor yang dibutuhkan untuk mengubah fasa suatu zat pada suhu konstan
- \dot{m} merupakan laju aliran massa bahan bakar yang dikeringkan
- c merupakan panas jenis suatu zat
- ΔT merupakan perbedaan suhu
- L merupakan kalor uap suatu zat

Perhitungan kalor yang terkandung pada bahan bakar setelah melewati proses pengeringan dirumuskan sebagai berikut.

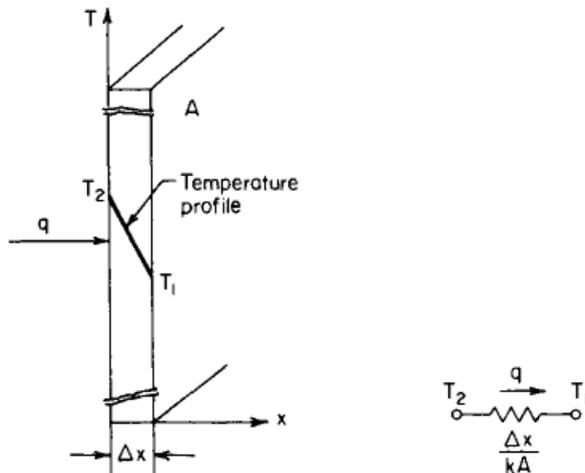
$$E_{in} = E_{out} \quad (2.13)$$

$$E_{exh} = Q_{drying} + Q_{biomass} \quad (2.14)$$

$$Q_{biomass} = E_{exh} - Q_{drying} \quad (2.15)$$

2.6 Mekanisme Perpindahan Panas

Mekanisme perpindahan panas terbagi menjadi tiga, yaitu konduksi, konveksi serta radiasi. Konduksi merupakan perpindahan panas dari satu bagian yang memiliki suhu tinggi menuju bagian lainnya yang memiliki suhu yang lebih rendah. (Rohsenow, 1998)



Gambar 2.8 Konduksi Panas Melalui Bidang serta Analoginya (Rohsenow, 1998)

Perhitungan konduksi seperti pada gambar 2.8 dapat dirumuskan sebagai berikut.

$$q = \frac{kA}{\Delta x} (T_2 - T_1) \quad (2.16)$$

Dimana :

- q merupakan laju perpindahan panas yang melewati area luas permukaan bidang
- k merupakan konduktivitas termal bahan
- A merupakan luas permukaan bidang perpindahan panas
- Δx merupakan tebal permukaan bidang perpindahan panas
- $(T_2 - T_1)$ merupakan perbedaan temperatur pada suatu bidang perpindahan panas

Konveksi merupakan perpindahan panas fluida kerja yang melintasi bidang aliran didalam suatu bidang atau ruang. Jika gerakan fluida kerja didalamnya dibantu oleh sebuah pompa, blower, kipas atau peralatan-peralatan sejenis maka proses ini dinamakan konveksi paksa. Sedangkan jika gerakan fluida terjadi dikarenakan perbedaan massa jenis yang disebabkan oleh perbedaan temperatur maka proses ini dinamakan konveksi bebas atau konveksi alami. Perhitungan perpindahan panas secara konveksi dirumuskan sebagai berikut. (Rohsenow, 1998)

$$q = h A (T_2 - T_1) \quad (2.17)$$

Dimana :

- q merupakan laju perpindahan panas dalam suatu bidang atau ruang
- h merupakan koefisien perpindahan panas fluida
- A merupakan luas permukaan bidang perpindahan panas
- $(T_2 - T_1)$ merupakan perbedaan temperatur pada suatu bidang perpindahan panas

Perhitungan nilai koefisien perpindahan fluida untuk udara dapat dihitung dengan menggunakan pendekatan seperti berikut. (Rohsenow, 1998)

$$h = (10,45 - v) + 10 \cdot v^{0,5} \quad (2.18)$$

Dimana :

- v merupakan kecepatan aliran udara

Perpindahan panas melalui radiasi terjadi dalam bentuk radiasi elektromagnetik yang dipancarkan suatu benda berdasarkan suhunya. Perhitungan radiasi termal berdasarkan Hukum Stefan Boltzmann yang menghubungkan fluks energi yang dipancarkan dari benda hitam terhadap temperatur mutlaknya, sebagai berikut. (Rohsenow, 1998)

$$q = \epsilon \sigma AT^4 \quad (2.19)$$

Dimana :

- q merupakan laju perpindahan panas secara radiasi
- ϵ merupakan emissivitas permukaan benda
- σ merupakan konstanta Stefan-Boltzmann
- A merupakan luas permukaan benda
- T merupakan temperatur mutlak benda yang memancarkan radiasi

2.7 Proses Pengeringan Bahan bakar

Pengeringan adalah proses pengeluaran air atau pemisahan air dalam jumlah yang relatif kecil dari suatu bahan dengan menggunakan energi panas. Hasil dari proses pengeringan adalah bahan kering yang mempunyai kadar air setara dengan kadar air kesetimbangan udara normal. Tujuan dilakukannya proses pengeringan sebagai berikut. (Amos,1998)

1. Memudahkan penanganan selanjutnya
2. Mengurangi biaya transportasi dan pengemasan
3. Mengawetkan bahan
4. Meningkatkan nilai guna suatu bahan atau agar dapat memberikan hasil yang baik
5. Mengurangi biaya pencegahan korosi

Penggunaan bahan bakar yang dikeringkan pada proses pembakaran di boiler akan meningkatkan efisiensi, meningkatkan *steam* yang dihasilkan, mengurangi kebutuhan daya, mengurangi konsumsi bahan bakar yang digunakan serta mengurangi emisi

yang berbahaya ke lingkungan. Alasan utama menggunakan bahan bakar yang telah dikeringkan yaitu meningkatkan suhu pembakaran dimana jika dilakukan pembakaran dengan bahan bakar basah, sebagian panas yang dihasilkan terlebih dahulu akan digunakan untuk menguapkan air yang terkandung pada bahan bakar.

Peningkatan suhu pembakaran menguntungkan dalam beberapa hal. Pertama, semakin tinggi suhu pembakaran maka semakin besar pula perbedaan suhu di boiler untuk perpindahan panas. Semakin banyak perpindahan panas yang terjadi pada luas permukaan yang sama akan meningkatkan produksi *steam*. Kedua, pembakaran pada suhu tinggi akan menghasilkan pembakaran yang sempurna sehingga semakin sedikit gas karbon monoksida (CO) yang dihasilkan dan semakin sedikit pula abu terbang yang meninggalkan boiler. Semakin sempurna pembakaran berarti semakin banyak panas yang dilepas dari bahan bakar. Ketiga, dengan pembakaran yang baik udara lebih (*excess air*) dapat dikurangi. Pada penggunaan bahan bakar basah dibutuhkan sekitar 80% udara lebih untuk mencegah munculnya asap namu dengan menggunakan bahan bakar kering hanya dibutuhkan 30% udara lebih. Pengurangan udara lebih (*excess air*) berarti semakin sedikit panas pembakaran yang memanaskan udara sehingga mengurangi panas yang hilang pada proses pembakaran. Berkurangnya udara lebih juga akan mengurangi konsumsi daya dua komponen pada boiler yaitu *forced draft fan* (FDF) dan *induced draft fan* (IDF). *Forced draft fan* yang digunakan untuk menyuplai udara pada ruang bakar dan *induced draft fan* yang digunakan untuk menyedot udara hasil pembakaran dan abu terbang akan membutuhkan daya yang lebih sedikit.

2.7.1 Prinsip Dasar Pengeringan

Terdapat tiga hal yang dibutuhkan dalam proses pengeringan, yaitu sumber panas, metode untuk menguapkan kandungan air serta cara peralatan untuk mengeringkan bahan yang diinginkan. Terdapat beberapa tahap pengeringan. Pertama bahan yang dikeringkan harus dipanaskan dari suhu masuk

kedalam pengering menuju suhu *wet bulb* untuk mendorong air meninggalkan bahan basah. Selanjutnya kadar air di permukaan akan menguap yang terjadi cukup cepat. Setelah kadar air di permukaan berkurang, bahan harus dipanaskan agar air yang terkandung didalamnya menguap. Proses ini terjadi di periode laju pengeringan turun dimana laju pengeringan akan berkurang dimana laju pengeringan akan semakin menurun disaat bahan menjadi semakin kering. Pada saat periode pengeringan menurun, suhu permukaan bahan semakin mendekati suhu *wet bulb*. Disaat bahan kering seutuhnya, maka bahan tersebut mulai memanaskan sekelilingnya karena tidak ada lagi air yang menjaga suhu bahan yang rendah.

Untuk mengeringkan bahan yang mudah terbakar dibutuhkan perhatian lebih. Disatu sisi, suhu tinggi dibutuhkan agar terjadi perpindahan panas dan mengurangi ukuran peralatan yang digunakan tapi disaat bersamaan ada kekhawatiran bahan bakar akan menyala. Ada dua proses penting di proses pengeringan yang memiliki resiko tinggi. Yang pertama terjadi setelah kadar air permukaan telah menguap, namun sebelum sejumlah air dibagian dalamnya menguap. Disaat ini, tidak ada uap air dibagian permukaan yang menjaga bahan tetap dingin sehingga permukaan dapat dengan cepat menyala walaupun bagian dalam tetap dingin. Namun hal ini dapat dihindari disaat partikel air dibagian dalam mulai menguap dimana sejumlah kadar air yang tersisa dapat menjaga suhu bahan tetap dingin. (Amos 1998)

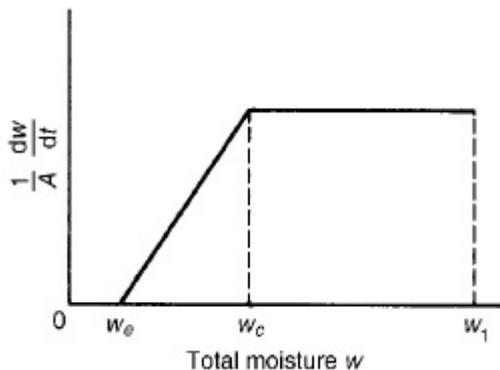
Situasi lainnya terjadi ketika bahan menjadi terlalu kering. Jika bahan kehilangan seluruh kadar airnya, bahan tersebut mulai memanaskan dan dapat menyalakan api ketika mencapai titik nyalanya. Karena laju pengeringan menurun disaat bahan tersebut semakin kering, hal ini jarang terjadi sehingga resiko menyalanya api disaat pengeringan menjadi semakin kecil. Berikut contoh karakteristik dryer tipe belt.

Tabel 2.5 Karakteristik Dryer Tipe Belt (Hanning, 2011)

Parameter	Tipe Belt
Laju penguapan (ton/jam)	0,5-40
Suhu pengeringan (°C)	30-200
Kapasitas (ton/jam)	Bervariasi
Kadar air awal (%)	45-72
Kadar air akhir (%)	25
Penurunan tekanan (kPa)	0,5
Ukuran partikel optimal (mm)	Bervariasi
Ukuran partikel maksimum (mm)	Bervariasi

2.7.2 Waktu Pengeringan

Waktu pengeringan bahan bakar dapat dihitung berdasarkan periode pengeringannya yaitu waktu pengeringan konstan dan waktu pengeringan menurun, dimana waktu pengeringan total merupakan gabungan waktu pengeringan konstan dan menurun. Jika suatu jenis bahan basah dikeringkan melalui udara panas pada suatu permukaan, maka kurva waktu pengeringan dapat digambarkan sebagai berikut.

**Gambar 2.9** Kurva Waktu Pengeringan (Hanning, 2011)

Dimana :

- w_1 merupakan kandungan air sebelum pengeringan bahan bakar

- w merupakan kandungan air sesudah pengeringan bahan bakar
- w_e merupakan kandungan air equilibrium (setimbang)
- $w-w_e$ merupakan kandungan air bebas
- w_c merupakan kandungan air kritikal

Waktu pengeringan konstan merupakan periode waktu pengeringan dari kandungan air awal w_1 menuju kandungan air kritikal w_c dengan laju pengeringan konstan dan waktu pengeringannya didefinisikan sebagai berikut.

$$t_c = \frac{w_1 - w_c}{R_c A} \quad (2.20)$$

Dimana :

- R_c merupakan laju pengeringan per unit luas pada periode konstan
- A merupakan luas penampang permukaan pengeringan

Waktu pengeringan menurun diperkirakan sebanding dengan kandungan air bebas ($w-w_e$) yang didefinisikan sebagai berikut.

$$mf = m(w - w_e) = - \left(\frac{1}{A} \right) \frac{dw}{dt} \quad (2.21)$$

$$\int_0^{t_f} dt = - \frac{1}{mA} \int_{w_e}^w \frac{dw}{(w - w_e)} \quad (2.22)$$

$$t_f = \frac{1}{mA} \ln \left[\frac{w_c - w_e}{w - w_e} \right] \quad (2.23)$$

$$t_f = \frac{1}{mA} \ln \left(\frac{f_c}{f} \right) \quad (2.24)$$

Waktu pengeringan total merupakan gabungan dari waktu pengeringan konstan dan waktu pengeringan menurun yang didefinisikan sebagai berikut.

$$t = t_c + t_f \quad (2.25)$$

Laju pengeringan R_c pada periode konstan sebanding dengan laju pengeringan diawal periode menurun dimana $R_c = mf_c$, sehingga waktu pengeringan konstan dapat disubstitusikan sebagai berikut.

$$t_c = \frac{w_1 - w_c}{mA f_c} \quad (2.26)$$

Sehingga perhitungan waktu pengeringan total dapat diubah menjadi berikut.

$$t = \frac{(w_1 - w_c)}{mA f_c} + \frac{1}{mA} \ln \left(\frac{f_c}{f} \right) \quad (2.27)$$

$$t = \frac{1}{mA} \left[\left(\frac{w_1 - w_c}{w_c - w_e} \right) + \ln \left(\frac{w_c - w_e}{w - w_e} \right) \right] \quad (2.28)$$

Target dilakukan pengeringan bahan bakar ada beberapa hal seperti mengurangi kandungan air pada bahan bakar, meningkatkan massa jenis, menurunkan kandungan abu hingga menaikkan nilai kalori pembakaran bahan bakar. Berikut ini merupakan tabel beberapa standar bahan bakar yang baik.

Tabel 2.6 Standar Bahan Bakar (Munawar, 2014)

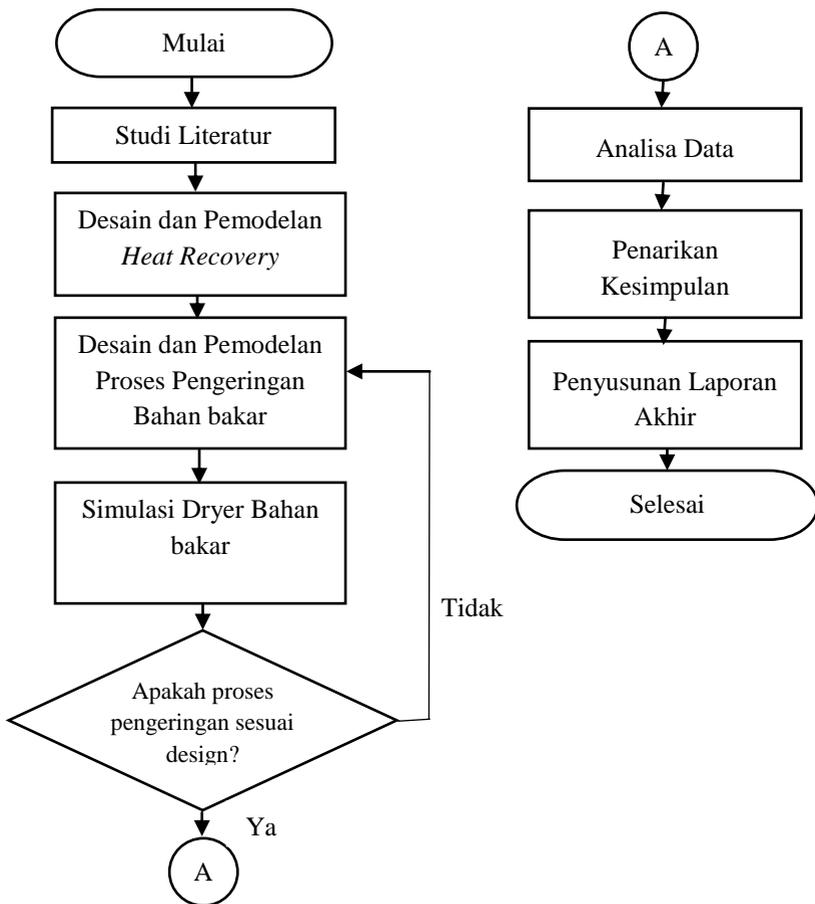
Karakteristik	Onorm M 7135	DIN 51731	DIN Plus	Pellet Fuel Institute	ITEBE (2001- 2007)
Kandungan air (%)	<10	<12	<10	-	≤15
Massa jenis (kg/dm ³)	>1,12	1,0-1,4	>1,12	>0,64	>1,15
Kandungan abu (%)	<0,5	<1,5	<0,5	<3 (Standar) <1 (Premium)	≤6
Nilai kalori (MJ/kg)	>18	17,5- 19,5	>18	>19,08	>16,9

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Studi Literatur

Bab ini berisi mengenai penjelasan langkah-langkah penelitian dari desain dryer bahan bakar dengan memanfaatkan panas buang pembakaran di boiler. Berikut pada Gambar 3.1 merupakan diagram alir dari penelitian ini.



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

Tahap pertama yang dilakukan merupakan studi literatur dari berbagai sumber. Studi literatur tidak hanya dilakukan pada saat awal proses pengerjaan, namun juga dilakukan selama pengerjaan penelitian ini. Studi literatur yang dilakukan meliputi pemahaman mengenai proses pengolahan kelapa sawit, proses didapatkannya bahan bakar berupa cangkang dan fiber, proses pemanfaatan panas buang serta perhitungan panas buang yang akan digunakan dalam pengerjaan penelitian ini. Selain itu, juga diperlukan pemahaman mengenai simulasi dengan menggunakan *Computational Fluid Dynamics* (CFD).

Tahap kedua yang dilakukan adalah pelaksanaan simulasi. Model simulasi yang dilakukan diadopsi dari beberapa contoh desain *dryer* (alat pengering) kopi, kakao serta biji-bijian lainnya. Kemudian model simulasi disimulasikan menggunakan *Computational Fluid Dynamics* (CFD). Dari simulasi yang dilakukan akan didapatkan data-data seperti kontur tekanan, kontur temperatur serta vektor kecepatan.

Tahap ketiga yang dilakukan adalah melakukan analisa terhadap data-data yang didapatkan. Analisa data dilakukan untuk menganalisa apakah hasil yang didapatkan dapat menggambarkan kinerja *dryer* hasil simulasi.

Tahap keempat yang dilakukan adalah penarikan kesimpulan dan penyusunan laporan akhir. Penarikan kesimpulan dilakukan sesuai dengan hasil analisa data yang telah dilakukan. Kemudian dilanjutkan dengan penyusunan laporan yang merupakan tahap akhir dari pengerjaan tugas akhir ini. Laporan memuat hasil penelitian yang telah dilaksanakan selama tugas akhir.

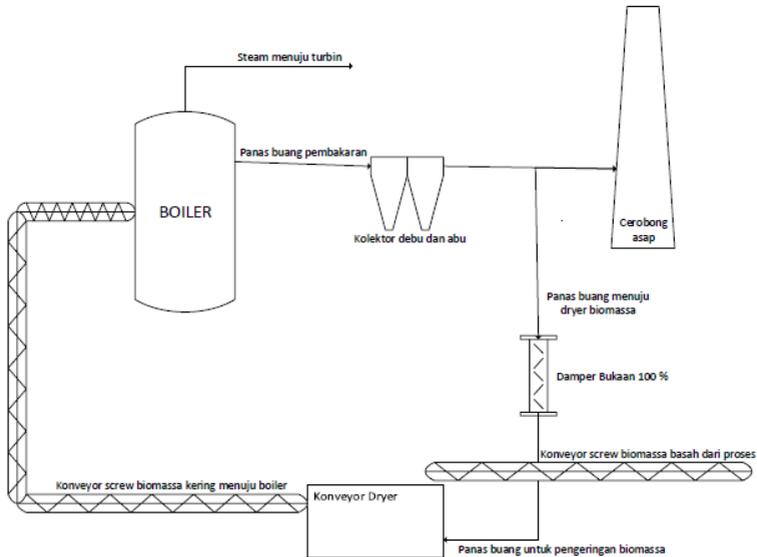
3.2 Desain dan Pemodelan *Heat Recovery*

Pada pengerjaan tugas akhir ini, sumber panas yang digunakan berupa gas panas buang hasil pembakaran di *furnace* yang mengandung gas CO₂ serta H₂O. Gas panas buang ini kemudian dimanfaatkan untuk mengeringkan bahan bakar sebelum memasuki *furnace* sebagai proses *preheating*. Berikut ini merupakan kondisi pembuangan gas panas hasil pembakaran menuju ke stack.



Gambar 3.2 Lokasi Penyisipan Saluran Ducting Dryer bahan bakar

Lingkaran merah pada gambar diatas merupakan *ducting* dari pembuangan gas panas menuju *chimney*. Pembuangan gas panas ini dilakukan dengan memanfaatkan *induced draft fan* (IDF) yang memiliki fungsi untuk menghisap hasil-hasil pembakaran sebelum dibuang melalui *chimney*. Desain *heat recovery* akan memanfaatkan jalur *ducting* pembuangan gas panas dengan cara menambahkan jalur *ducting* baru. Jalur *ducting* baru ini akan digunakan untuk yang akan langsung menuju *drier* bahan bakar. Sehingga skema desain *heat recovery* yang digunakan seperti berikut.



Gambar 3.3 Skema Desain *Heat Recovery*

Berdasarkan skema desain *heat recovery* diatas, terdapat beberapa data-data seperti berikut.

- Laju aliran panas buang (\dot{m}_{exh}) = 900 kg/jam

Ukuran saluran panas buang

- Panjang saluran panas buang (p_{exh}) = 18 meter
- Lebar saluran panas buang, (l_{exh}) = 1,2 meter
- Tinggi saluran panas buang, (t_{exh}) = 0,8 meter

Spesifikasi kolektor debu dan abu

- Tipe kolektor debu dan abu = Cyclone
- Konsentrasi emisi buang = 30 mg/N m³

Ukuran saluran panas buang menuju dryer bahan bakar

- Panjang saluran panas buang (p_{dryer}) = 10 meter
- Lebar saluran panas buang (l_{dryer}) = 1,2 meter
- Tinggi saluran panas buang (t_{dryer}) = 0,8 meter

Spesifikasi damper panas buang

- Tipe damper berupa damper flat/diverter
- Bukaannya damper = 0-100 %

Spesifikasi konveyor bahan bakar basah

- Tipe konveyor berupa screw konveyor
 - Fiber didapat sebagai hasil proses di stasiun press
 - Cangkang didapat sebagai hasil proses di stasiun nut dan kernel
 - Kecepatan putar (ω) = 60 rpm
- Spesifikasi konveyor bahan bakar kering hasil pengeringan
- Tipe konveyor berupa screw konveyor
 - Kecepatan putar (ω) = 60 rpm
 - Digunakan untuk memindahkan bahan bakar hasil pengeringan menuju boiler

Perhitungan kandungan energi panas buang dilakukan dengan menggunakan persamaan 2.7, seperti berikut.

Reaksi Pembakaran di ruang bakar boiler



Persamaan 2.7 digunakan untuk menghitung seberapa besar energi yang terkandung dalam panas buang sebagai berikut.

$$E_{exh} = \dot{m}_{exh} \sum_i [x_i h_i(t)]_{exh}$$

$$E_{exh} = \dot{m}_{exh} [(x_{CO_2} h_{CO_2}) + (x_{H_2O} h_{H_2O}) + (x_{N_2} h_{N_2})]_{exh}$$

Perhitungan fraksi massa gas CO₂

$$x_{CO_2} = \frac{6}{6 + 5 + 22,56} = 0,18$$

Perhitungan fraksi massa uap air H₂O

$$x_{H_2O} = \frac{5}{6 + 5 + 22,56} = 0,15$$

Perhitungan fraksi massa gas N₂

$$x_{N_2} = \frac{22,56}{6 + 5 + 22,56} = 0,67$$

Perhitungan entalpi gas karbon dioksida CO₂ pada suhu 300°C

Tabel 3.1 Entalpi Gas Ideal CO₂ pada Suhu 300°C

Suhu (K)	Entalpi (kJ/kg)
570	11506
573	x
580	11973

Agar didapatkan nilai entalpi gas CO₂ pada suhu 300°C, dilakukan interpolasi menggunakan data entalpi pada suhu 297°C dan data entalpi pada suhu 307°C.

$$\frac{573 - 570}{580 - 570} = \frac{x - 11506}{11973 - 11506}$$

$$\frac{3}{10} = \frac{x - 11506}{467}$$

$$x = \left(\frac{467 \cdot 3}{10} \right) + 11506 = 11646 \text{ kJ/kg}$$

Melalui interpolasi yang telah dilakukan, didapatkan nilai entalpi gas karbon dioksida (CO₂) pada suhu 300°C sebesar 11646 kJ/kg.

Perhitungan entalpi gas nitrogen N₂ pada suhu 300°C

Tabel 3.2 Entalpi Gas Ideal N₂ pada Suhu 300°C

Suhu (K)	Entalpi (kJ/kg)
570	7993
573	x
580	8293

Agar didapatkan nilai entalpi gas N₂ pada suhu 300°C, dilakukan interpolasi menggunakan data entalpi pada suhu 297°C dan data entalpi pada suhu 307°C.

$$\frac{573 - 570}{580 - 570} = \frac{x - 7993}{8293 - 7993}$$

$$\frac{3}{10} = \frac{x - 7993}{300}$$

$$x = \left(\frac{300 \cdot 3}{10}\right) + 7993 = 8083 \text{ kJ/kg}$$

Melalui interpolasi yang telah dilakukan, didapatkan nilai entalpi gas karbon dioksida (N_2) pada suhu 300°C sebesar 8083 kJ/kg.

Nilai entalpi uap air H_2O pada suhu 300°C didapatkan dari tabel dibawah ini.

Tabel 3.3 Data Entalpi Uap Air

Suhu ($^\circ\text{C}$)	Entalpi (kJ/kg)	Suhu ($^\circ\text{C}$)	Entalpi (kJ/kg)
0	45054	200	34962
25	43990	220	33468
40	43350	240	31809
60	42482	260	29930
80	41585	280	27795
100	40657	300	25300
120	39684	320	22297
140	38643	340	18502
160	37518	360	12966
180	36304	374	2066

Berdasarkan tabel diatas, nilai entalpi uap air H_2O pada suhu 300°C sebesar 25300 kJ/kg.

Sehingga persamaan 2.7 dapat diuraikan menjadi berikut ini.

$$E_{exh} = \dot{m}_{exh} [(x_{CO_2} h_{CO_2}) + (x_{H_2O} h_{H_2O}) + (x_{N_2} h_{N_2})]_{exh}$$

$$E_{exh} = 900 \text{ kg/jam} \cdot [(0,18 \cdot 11646 \text{ kJ/kg}) + (0,15 \cdot 25300 \text{ kJ/kg}) + 0,67 \cdot 8083 \text{ kJ/kg}]$$

$$E_{exh} = 900 \text{ kg/jam} \cdot [2096,3 \text{ kJ/kg} + 3795 \text{ kJ/kg} + 5415,6 \text{ kJ/kg}]$$

$$E_{exh} = 900 \text{ kg/jam} \cdot 11306,9 \text{ kJ/kg} = 10.176.210 \text{ kJ/jam}$$

Berdasarkan perhitungan menggunakan persamaan 2.7 didapatkan nilai energi gas panas buang sebesar **10.176.210 kJ/jam**. Energi panas buang tersebut yang **akan dimanfaatkan untuk memanaskan bahan bakar** sebagai bagian dari proses *preheating*.

3.3 Desain dan Pemodelan Proses Pengeringan Bahan bakar

Pada proses pengeringan bahan bakar terjadi proses pengurangan kandungan air yang terkandung didalam bahan bakar, dimana fiber akan mengalami pengurangan kadar air dari 32,7 % menjadi sekitar 10% serta cangkang akan mengalami pengurangan kadar air dari 21,4% menjadi sekitar 10%.

Perhitungan jumlah bahan bakar yang digunakan dalam proses pembakaran akan dijabarkan seperti berikut.

$$\text{Kapasitas pabrik} = 60 \text{ ton/jam} = 60000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah fiber yang dihasilkan} = 60 \text{ ton} \cdot 13\% = 7,8 \text{ ton/jam} = 7800 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah cangkang yang dihasilkan} = 60 \text{ ton} \cdot 7,5\% = 4,5 \text{ ton/jam} = 4500 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kapasitas bahan bakar yang digunakan dalam boiler} = 6 \text{ ton/jam} = 6000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Perbandingan bahan bakar yang dibutuhkan, fiber : cangkang} = 90:10$$

Jumlah fiber yang digunakan = 6 ton · 90% = 5,4 ton/jam = 5400 kg/jam

Jumlah cangkang yang digunakan = 6 ton · 10% = 0,6 ton/jam = 600 kg/jam

Perhitungan kalor yang digunakan untuk mengurangi kadar air menggunakan persamaan 2.11 dan 2.12 yang dijabarkan menjadi berikut ini.

Massa basah fiber yang dihasilkan = 7800 kg/jam

Kadar air yang harus dihilangkan = 37,2% - 10% = 27,2 %

Massa kadar air yang harus dihilangkan = 27,2% · 7800 kg = 2120 kg/jam

Massa kering fiber setelah pengeringan = 7800 kg – 2120 kg = 5680 kg

Massa basah cangkang yang dihasilkan = 4500 kg/jam

Kadar air yang harus dihilangkan = 21,4% - 10% = 11,4 %

Massa kadar air yang harus dihilangkan = 11,4% · 4500 kg = 515 kg/jam

Massa kering fiber setelah pengeringan = 4500 kg – 515 kg = 3985 kg

Persamaan 2.11 dan 2.12 sebagai berikut.

$$Q_{drying} = Q_{sensible} + Q_{latent}$$

$$Q_{drying} = \dot{m} \cdot c \cdot \Delta T + \dot{m} \cdot L$$

Kalor yang dibutuhkan untuk pengeringan fiber sebagai berikut.

$$\begin{aligned} Q_{drying} &= 2120 \text{ kg/jam} \cdot 4,2 \text{ kJ/kgK} \cdot (573 \text{ K} - 300 \text{ K}) \\ &\quad + 2120 \text{ kg/jam} \cdot 2268 \text{ kJ/kg} \\ &= 7.238.952 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kalor yang dibutuhkan untuk pengeringan cangkang sebagai berikut.

$$\begin{aligned} Q_{drying} &= 515 \text{ kg/jam} \cdot 4,2 \text{ kJ/kgK} \cdot (573 \text{ K} - 300 \text{ K}) \\ &\quad + 515 \text{ kg/jam} \cdot 2268 \text{ kJ/kg} \\ &= 1.758.519 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan didapatkan hasil bahwa kalor yang dibutuhkan untuk pengeringan fiber sebesar 7.238.952 kJ/jam sedangkan kalor yang dibutuhkan untuk pengeringan cangkang sebesar 1.758.519 kJ/jam. Perhitungan kalor yang terkandung didalam bahan bakar fiber dan cangkang setelah dilakukan pengeringan dapat dijabarkan menggunakan persamaan 2.15 sebagai berikut.

Kalor yang terkandung dalam fiber setelah dilakukan pengeringan.

$$Q_{fiber} = E_{exh} - Q_{drying}$$

$$Q_{fiber} = 10.176.210 \text{ kJ} - 7.238.952 \text{ kJ} = 2.937.258 \text{ kJ}$$

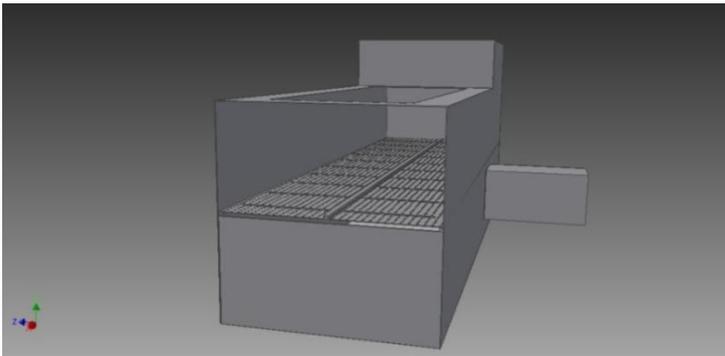
Kalor yang terkandung dalam cangkang setelah dilakukan pengeringan.

$$Q_{cangkang} = E_{exh} - Q_{drying}$$

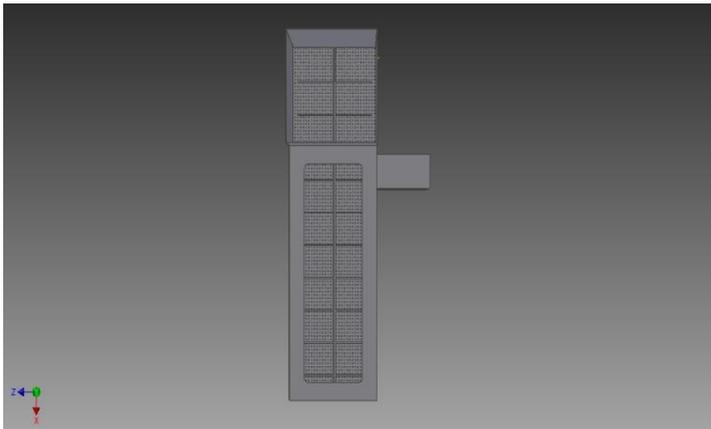
$$Q_{cangkang} = 10.176.210 \text{ kJ} - 1.758.519 \text{ kJ} = 8.417.391 \text{ kJ}$$

3.3.1 Perhitungan Waktu Pengeringan Bahan Bakar

Pada desain proses pengeringan bahan bakar terdapat beberapa bagian, yaitu saluran tempat mengalirnya panas buang menuju dryer, bagian masuknya bahan bakar basah yang akan dikeringkan, konveyor yang akan menggerakkan bahan bakar yang akan dikeringkan, permukaan pengeringan bahan bakar serta bagian keluarnya bahan bakar yang telah dikeringkan. Berikut merupakan desain proses pengeringan bahan bakar.



Gambar 3.4 Tampak Samping Dryer bahan bakar



Gambar 3.5 Tampak Atas Dryer bahan bakar

Geometri dryer bahan bakar yang digunakan memiliki ukuran dan data-data sebagai berikut.

- Panjang dryer bahan bakar = 10 meter
- Lebar dryer bahan bakar = 3 meter
- Tinggi dryer bahan bakar = 3 meter
- Tipe = konveyor dryer
- Kecepatan gerak konveyor = 1 m/s
- Diameter pori-pori permukaan dryer bahan bakar = 10 milimeter
- Lebar ducting saluran udara masuk = 1,2 meter
- Tinggi ducting saluran udara masuk = 0,8 meter
- Suhu udara panas buang yang digunakan = 300°C
- Energi panas buang yang dapat dimanfaatkan = 10176210 kJ
- Kalor yang dibutuhkan untuk mengeringkan bahan bakar = 8742930 kJ/jam
- Kalor yang terkandung pada bahan bakar setelah dikeringkan = 1433280 kJ
- Bahan bakar bahan bakar = fiber dan cangkang
- Kandungan air fiber sebelum pengeringan = 37,2 %
- Kandungan air fiber setelah pengeringan = 10 %
- Laju aliran massa fiber yang akan dikeringkan = 2120 kg/jam
- Kandungan air cangkang sebelum pengeringan = 21,4 %
- Kandungan air cangkang setelah pengeringan = 10 %
- Laju aliran massa cangkang yang akan dikeringkan = 515 kg/jam
- Kapasitas panas spesifik air = 4.2 kJ/kg.K
- Kalor laten (penguapan) air menjadi uap = 2268 kJ/kg

Perhitungan waktu pengeringan bahan bakar dilakukan dengan menggunakan persamaan 2.20 hingga persamaan 2.28 dimana dibutuhkan perhitungan waktu pengeringan untuk fiber dan cangkang. Berikut ini merupakan perhitungan waktu pengeringan fiber.

Kandungan air fiber sebelum dikeringkan (w_1) = 37,2 % = 0,372 kg air / kg fiber.

Kandungan air fiber sesudah dikeringkan (w) = 10 % = 0,1 kg air/kg fiber

Kandungan air yang harus dihilangkan (m) = 27,2 % = 0,272 kg air/kg fiber

Kandungan air equilibrium fiber (w_e) = 8 % = 0,08 kg air/kg fiber

Kandungan air kritikal fiber (w_c) = 15 % = 0,15 kg air/kg fiber

Luas permukaan dryer = panjang · lebar = 10 m · 3 m = 30 m²

Waktu pengeringan konstan fiber dihitung menggunakan persamaan 2.26, sebagai berikut.

$$t = \frac{1}{mA} (w_1 - w_c)$$

$$t = \frac{1}{0,272 \cdot 30} \cdot \frac{0,372 - 0,08}{0,15 - 0,08} = \frac{1}{8,16} \cdot 4,17 = 0,511ks = 511 s$$

Waktu pengeringan menurun fiber dihitung menggunakan persamaan 2.23, sebagai berikut.

$$t = \frac{1}{mA} \ln \left(\frac{w_c - w_e}{w - w_e} \right)$$

$$t = \frac{1}{0,272 \cdot 30} \ln \frac{0,15 - 0,08}{0,1 - 0,08} = \frac{1}{8,16} \ln 3,5 = 0,153ks = 153 s$$

Sehingga waktu pengeringan total fiber sebagai penjumlahan dari waktu pengeringan konstan dan menurun sebagai berikut.

$$t = t_c + t_f = 511 s + 153 s = 664 s$$

Berdasarkan perhitungan diatas, waktu yang dibutuhkan untuk mengeringkan fiber dengan kadar air 37,2% menuju kadar

air ideal bahan bakar 10% pada permukaan dryer seluas 30m^2 sebesar 664s atau 11 menit 04 detik.

Perhitungan waktu pengeringan cangkang dilakukan dengan menggunakan persamaan 2.26 dengan karakteristik cangkang sebagai berikut.

Kandungan air cangkang sebelum dikeringkan (w_1) = 21,4 % = 0,214 kg air / kg fiber

Kandungan air cangkang sesudah dikeringkan (w) = 10 % = 0,1 kg air/kg fiber

Kandungan air yang harus dihilangkan (m) = 11,4 % = 0,114 kg air/kg fiber

Kandungan air equilibrium cangkang (w_e) = 8 % = 0,08 kg air/kg fiber

Kandungan air kritikal cangkang (w_c) = 15 % = 0,15 kg air/kg fiber

Luas permukaan dryer = panjang · lebar = 10 m · 3 m = 30 m^2

Waktu pengeringan konstan cangkang dihitung menggunakan persamaan 2.26, sebagai berikut.

$$t = \frac{1}{mA} \left(\frac{w_1 - w_c}{w_c - w_e} \right)$$

$$t = \frac{1}{0,114 \cdot 30} \cdot \frac{0,214 - 0,08}{0,15 - 0,08} = \frac{1}{3,42} \cdot 1,91 = 0,558\text{ks} = 558\text{ s}$$

Waktu pengeringan menurun cangkang dihitung menggunakan persamaan 2.23, sebagai berikut.

$$t = \frac{1}{mA} \ln \left(\frac{w_c - w_e}{w - w_e} \right)$$

$$t = \frac{1}{0,114 \cdot 30} \ln \frac{0,214 - 0,08}{0,1 - 0,08} = \frac{1}{3,42} \ln 3,5 = 0,366\text{ks} = 366\text{ s}$$

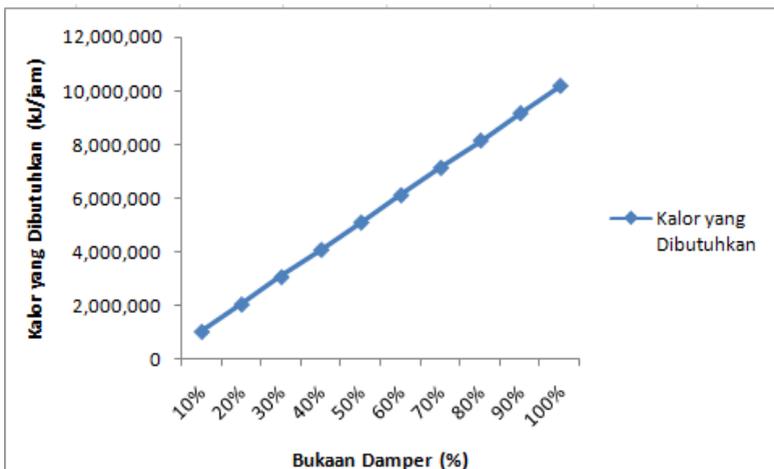
Sehingga waktu pengeringan total fiber sebagai penjumlahan dari waktu pengeringan konstan dan menurun sebagai berikut.

$$t = t_c + t_f = 558 \text{ s} + 366 \text{ s} = 924 \text{ s}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, waktu yang dibutuhkan untuk mengeringkan fiber dengan kadar air 21,4 % menuju kadar air ideal bahan bakar 10 % pada permukaan dryer seluas 30 m² sebesar 924 s atau 15 menit 24 detik.

3.3.2 Pengaruh Penggunaan Damper

Setelah dilakukannya perhitungan kalor yang dibutuhkan untuk mengeringkan fiber dan cangkang serta lama waktu pengeringannya maka selanjutnya dilakukan analisa pengaruh penggunaan damper terhadap bahan bakar selama proses pengeringan. Berikut ini merupakan grafik kalor panas buang yang dibutuhkan untuk proses pengeringan terhadap bukaan damper.



Gambar 3.6 Grafik Kalor Pengeringan Terhadap Bukaan Damper

Berdasarkan grafik 3.6 dapat dilihat bahwa untuk mengeringkan fiber dengan kandungan air 37,2% menuju kandungan air ideal 10% membutuhkan 7.238.952 kJ/jam panas buang yang dilakukan dengan menggunakan bukaan damper 70% - 80 %. selama 664 detik.

Sedangkan untuk mengeringkan cangkang yang memiliki kandungan air 21,4% menuju kandungan air ideal 10% membutuhkan 1.758.519 kJ/jam dilakukan dengan menggunakan bukaan damper 10% - 20% selama 924 detik.

3.4 Perhitungan Kapasitas Maksimum Dryer

Perhitungan kapasitas maksimum dryer dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui seberapa banyak bahan bakar yang dapat ditampung disaat melakukan pengeringan secara kontinu. Perhitungan kapasitas maksimum dilakukan dengan asumsi sebagai berikut.

- Panjang dryer bahan bakar = 10 meter
- Lebar dryer bahan bakar = 3 meter
- Tinggi dinding pengeringan dryer = 1,5 meter
- Dinding dryer berupa plat alumunium
- Tebal plat alumunium = 20 mm
- Massa jenis alumunium = 2712 kg/m³
- Dryer dibagi kedalam tiga sisi, yaitu sisi panjang, sisi lebar dan sisi tinggi

$$\rho_{\text{alumunium}} = \frac{\text{kapasitas dryer}}{\text{volume dryer}}$$

$$\begin{aligned} \text{volume dryer} = & [(2 \cdot \text{panjang dryer} \cdot \text{lebar dryer} \\ & \cdot \text{tebal plat}) \\ & + (2 \cdot \text{lebar dryer} \cdot \text{tinggi dryer} \cdot \text{tebal plat}) \\ & + (2 \cdot \text{panjang dryer} \cdot \text{tinggi dryer} \\ & \cdot \text{tebal plat})] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume dryer} = & [(2 \cdot 10 \cdot 3 \cdot 0,02) + (2 \cdot 3 \cdot 1,5 \cdot 0,02) \\ & + (2 \cdot 10 \cdot 1,5 \cdot 0,02)] = [1,2 + 0,18 + 0,6] \\ & = 1,98 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kapasitas dryer} &= \rho_{\text{aluminium}} \cdot \text{volume dryer} \\ &= 2712 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,98 \text{ m}^3 = 5369,76 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas didapatkan kapasitas maksimum dryer bahan bakar untuk melakukan pengeringan sebesar 5369,76 kg atau mendekati 5,4 ton. Setelah didapatkan nilai kapasitas maksimum dryer bahan bakar, maka laju aliran massa pengeringan untuk tiap-tiap bahan bakar dapat dihitung. Berikut perhitungan laju aliran massa pengeringan bahan bakar.

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran pengeringan fiber} &= \text{kapasitas maksimum} / \text{waktu pengeringan} \\ &= 5369,76 \text{ kg} / 664 \text{ s} = 8,09 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan nilai laju aliran massa pengeringan fiber sebesar 8,09 kg/s atau 2,25 ton/jam. Sedangkan laju aliran massa pengeringan cangkang dijabarkan sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran pengeringan cangkang} &= \text{kapasitas maksimum} / \text{waktu pengeringan} \\ &= 5369,76 \text{ kg} / 924 \text{ s} = 5,8 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan nilai laju aliran massa pengeringan fiber sebesar 5,8 kg/s atau 1,6 ton/jam.

3.5 Perpindahan Panas Didalam Dryer

Didalam dryer yang digunakan untuk mengeringkan bahan bakar berupa fiber dan cangkang terdapat tiga perpindahan yang dapat terjadi yaitu konduksi, konveksi serta radiasi. Berikut ini

merupakan perhitungan perpindahan panas berdasarkan persamaan 2.16 hingga 2.19.

Perhitungan perpindahan panas secara konduksi berdasarkan persamaan 2.16.

$$q = \frac{kA}{\Delta x} (T_2 - T_1)$$

$$q = \frac{202,4 \text{ W/mK} \cdot (1,2 \text{ m} \cdot 0,8 \text{ m})}{0,02 \text{ m}} (573 \text{ K} - 300 \text{ K})$$

$$q = 2.652.250 \text{ W} = 2.652 \text{ kW}$$

Perhitungan perpindahan panas secara konveksi berdasarkan persamaan 2.17 dan 2.18.

$$q = h A (T_2 - T_1)$$

$$\begin{aligned} h &= (10,45 - v) + 10 \cdot v^{0,5} \\ &= (10,45 \text{ m/s}^2 - 9,85 \text{ m/s}^2) + 10 \cdot 9,85^{0,5} \\ &= 32 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q &= 32 \text{ m/s}^2 \cdot 30 \text{ m}^2 \cdot (573 \text{ K} - 300 \text{ K}) = 262.080 \text{ W} \\ &= 262 \text{ kW} \end{aligned}$$

Perhitungan perpindahan panas secara radiasi berdasarkan persamaan 2.19.

$$q = \epsilon \sigma A T^4$$

$$\begin{aligned} q &= 0,09 \cdot 5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2\text{K}^4 \cdot 30 \text{ m}^2 \cdot 573^4 \text{ K} \\ q &= 16.503 \text{ W} = 16,5 \text{ kW} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan perpindahan panas didalam dryer yang telah dilakukan didapatkan nilai perpindahan untuk konduksi sebesar 2.652 kW, nilai perpindahan panas secara konveksi sebesar 262 kW serta nilai perpindahan panas secara radiasi sebesar 16,5 kW.

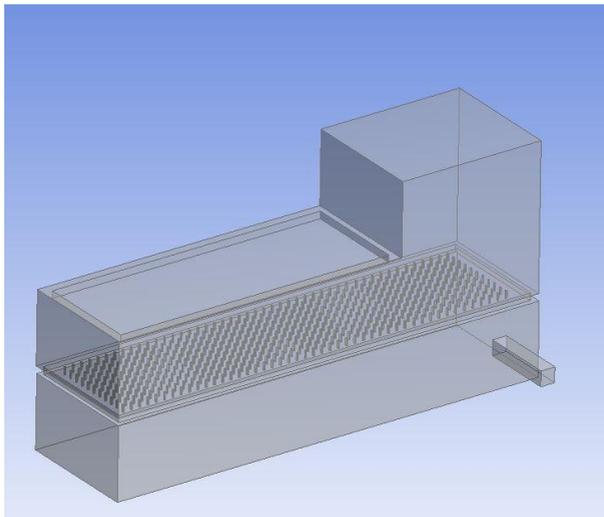
3.6 Simulasi *Dryer Bahan Bakar*

Pengerjaan simulasi dryer bahan bakar dilakukan dengan menggunakan data dan parameter yang dikumpulkan di PT. Sriwijaya Palm Oil Indonesia (PT. SPOI). Pelaksanaan simulasi dilakukan berbasis *Computational Fluid Dynamics* (CFD). Simulasi ini dilakukan dalam tiga tahap utama, yaitu *pre-processing*, *processing* serta *post-processing*.

3.6.1 *Pre-Processing*

Pada tahap ini semua kondisi model dimasukkan. Kondisi model simulasi meliputi pembuatan geometri, *meshing* serta penentuan *boundary condition*.

a. Pembuatan Geometri

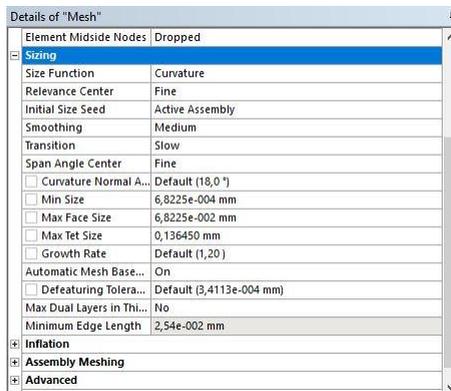


Gambar 3.7 Geometri Dryer bahan bakar

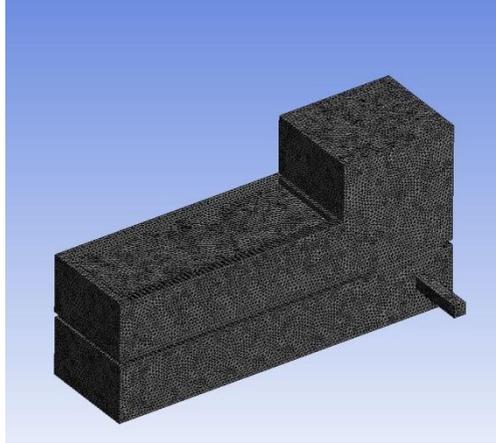
Pembuatan geometri dilakukan menggunakan software AutoCAD seperti pada gambar 3.7. Geometri dryer bahan bakar dibuat berupa kotak dengan dimensi panjang x lebar x tinggi sebesar 3 m x 10 m x 2 m. Dibagian bawah kotak didesain saluran ducting dengan ukuran panjang x lebar sebesar 1,2 m x 0,8 m. Kemudian pada bagian tengah dryer ditambahkan satu permukaan tempat bahan bakar basah dikeringkan dengan ukuran 10 x 10 mm pada ketinggian 1 meter dari permukaan bawah dryer bahan bakar, yang bertujuan agar sebagian panas yang masuk akan mengalir kebagian atas dari dryer bahan bakar yang dirancang. Suhu inlet didapatkan dari hasil panas buang proses pembakaran di ruang bakar boiler dengan suhu yang dijaga pada 300°C.

b. Meshing

Langkah selanjutnya adalah melakukan *meshing*. Proses *meshing* akan membagi-bagi geometri menjadi bagian kecil yang disebut dengan kontrol volume. Pembuatan *meshing* dilakukan sekecil mungkin sehingga hasil *meshing* mampu menggambarkan aliran fluida secara detail. Ukuran *meshing* yang dilakukan pada simulasi ini dapat dilihat pada gambar 3.8. Hasil *meshing* untuk simulasi dryer bahan bakar ini dapat dilihat pada gambar 3.9.



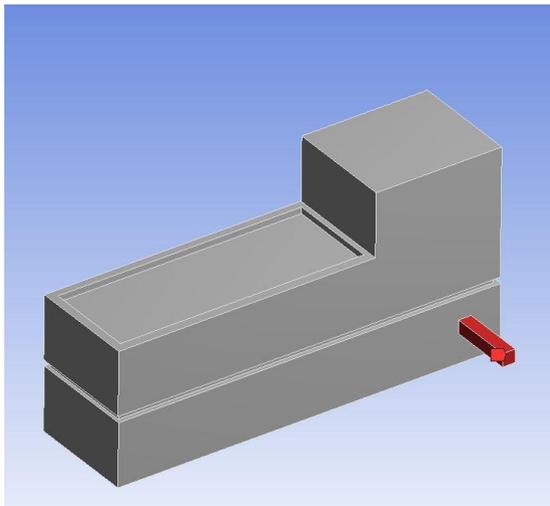
Gambar 3.8 Ukuran Meshing Dryer bahan bakar



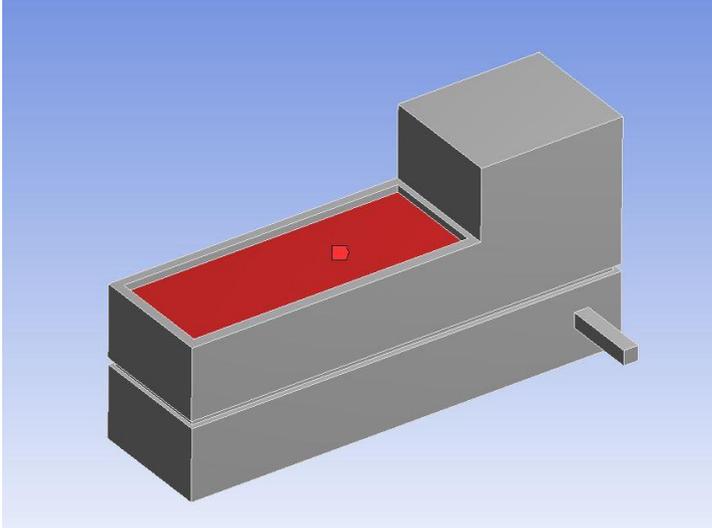
Gambar 3.9 Meshing Dryer bahan bakar

c. Penentuan *Boundary Condition*

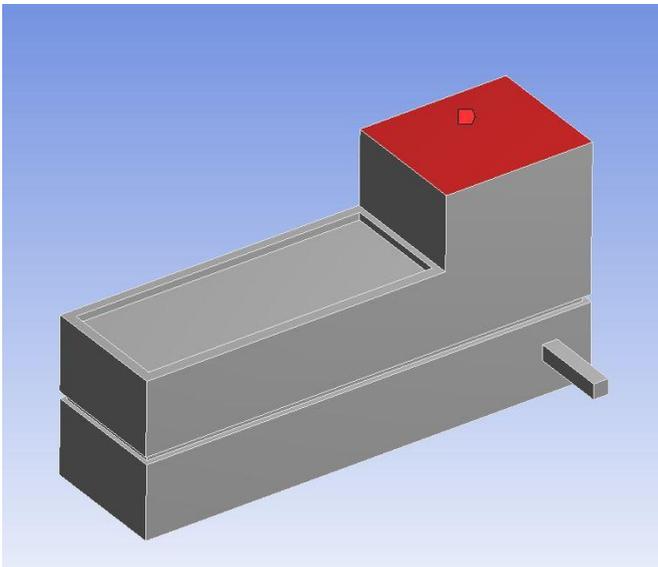
Penentuan *boundary condition* untuk model simulasi dryer bahan bakar dapat dilihat pada gambar 3.10 hingga gambar 3.14 dan parameter *boundary condition* dapat dilihat pada tabel 3.2.



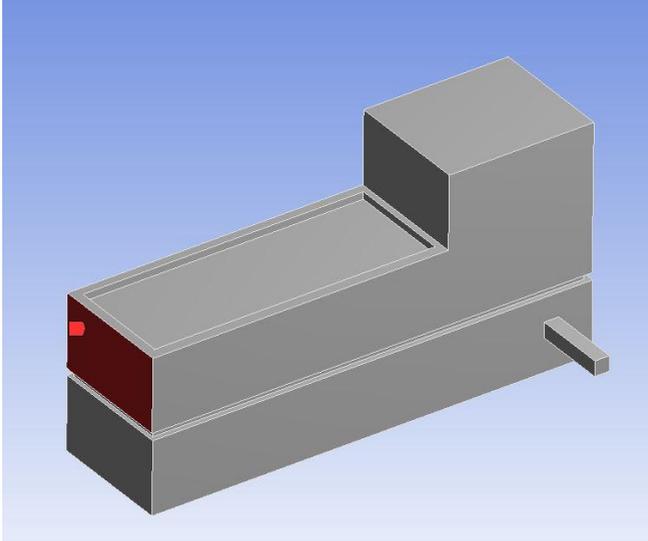
Gambar 3.10 Lokasi Inlet Saluran Panas Buang pada Simulasi



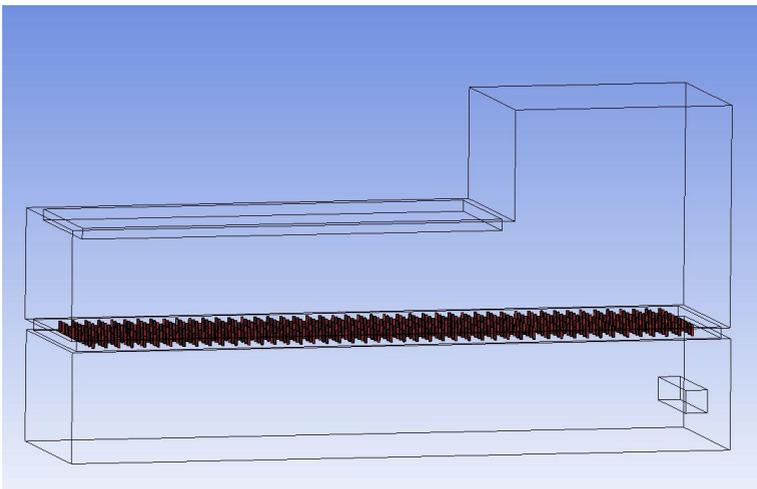
Gambar 3.11 Lokasi Outlet Panas Buang pada Simulasi



Gambar 3.12 Tempat Masuknya Bahan bakar Basah pada Simulasi



Gambar 3.13 Tempat Keluarnya Bahan bakar Kering Hasil Pengeringan pada Simulasi



Gambar 3.14 Permukaan Pengeringan pada Simulasi

3.6.2 Processing

Tahap ini meliputi pengaturan *solver model*, *material*, *boundary condition* serta *initialize condition*. Berikut ini adalah penjelasan mengenai tahap yang ada pada tahap *processing*.

a. Solver Model

Solver model yang digunakan merupakan *pressure based* dengan pengkondisian aliran yang *steady*. Pemodelan dilakukan dengan menggunakan *Reynolds Stress Model* tipe RNG standard. Persamaan matematis kekekalan massa juga akan digunakan untuk melakukan perhitungan pada tiap-tiap kontrol volume.

b. Material

Material yang digunakan pada simulasi ini adalah fluida udara dengan massa jenis $1,225 \text{ kg/m}^3$ dan viskositas $1,7894\text{e-}05 \text{ kg/m-s}$. Untuk material rangka dryer menggunakan bahan aluminium dengan massa jenis 2719 kg/m^3 .

c. Boundary Condition

Dalam tahap ini, semua parameter nilai untuk setiap *boundary condition* dimasukkan. Parameter tersebut dapat dilihat pada tabel 3.4.

Tabel 3.4 *Boundary Condition*

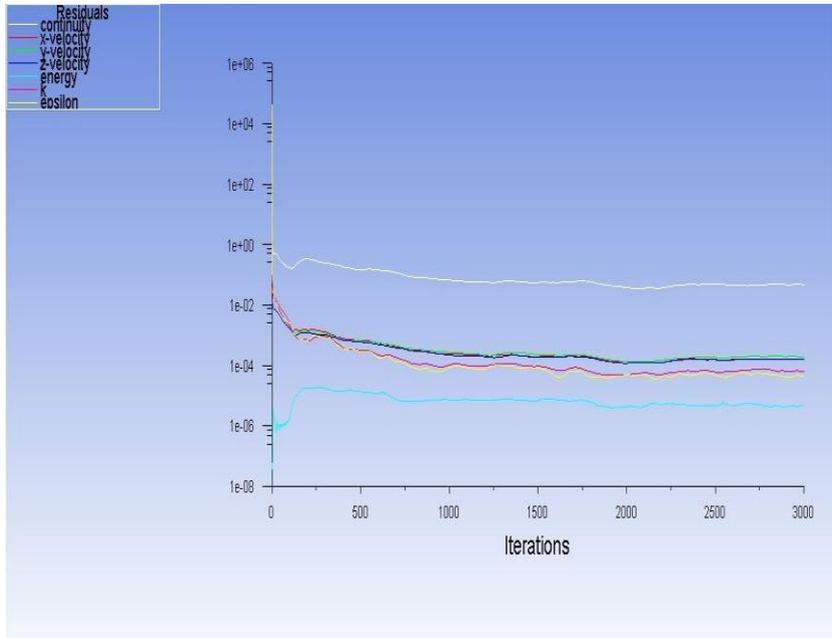
<i>Boundary Condition</i>	Keterangan
<i>Wasteheat Inlet</i>	Tipe : <i>velocity inlet</i>
	Kecepatan : 9,85 m/s, suhu 300°C
<i>Wasteheat Outlet</i>	Tipe : <i>pressure outlet</i>
<i>Drying Surface</i>	Tipe : <i>wall</i>

d. Initialize Condition

Initialize adalah proses awal untuk menentukan nilai awal setiap parameter sebelum dilakukan proses iterasi. Metode yang digunakan adalah *standard initialization* dengan variabel *inlet* untuk mendapatkan parameter awal.

e. Iteration

Pada tahap ini, dilakukan perhitungan dengan iterasi hingga didapatkan hasil yang konvergen. Iterasi yang dibutuhkan agar didapatkan hasil yang konvergen untuk setiap simulasi berkisar sekitar 3000-6000 kali iterasi.



Gambar 3.15 Grafik Iterasi Dryer bahan bakar

3.4.3 Post-Processing

Dari hasil simulasi yang telah dilakukan, diperoleh profil kontur tekanan, profil kontur suhu serta vektor kecepatan dari udara.

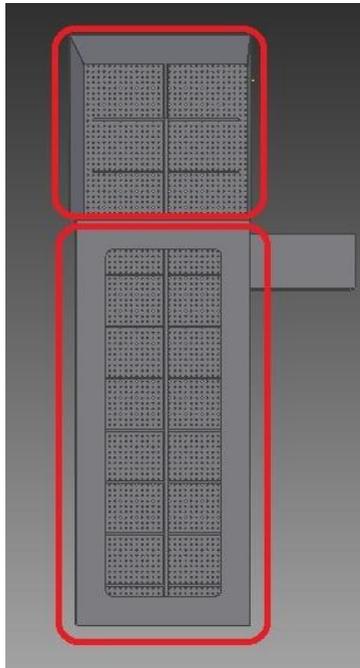
Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini akan dilakukan penjabaran tiap-tiap bagian dryer serta analisa dari hasil simulasi *dryer bahan bakar* yang telah disimulasikan dengan CFD. Analisa yang dilakukan berupa kontur temperatur dari dryer bahan bakar serta *streamline* kecepatan aliran udara dan temperatur didalam dryer bahan bakar.

4.1 Detail Desain Dryer

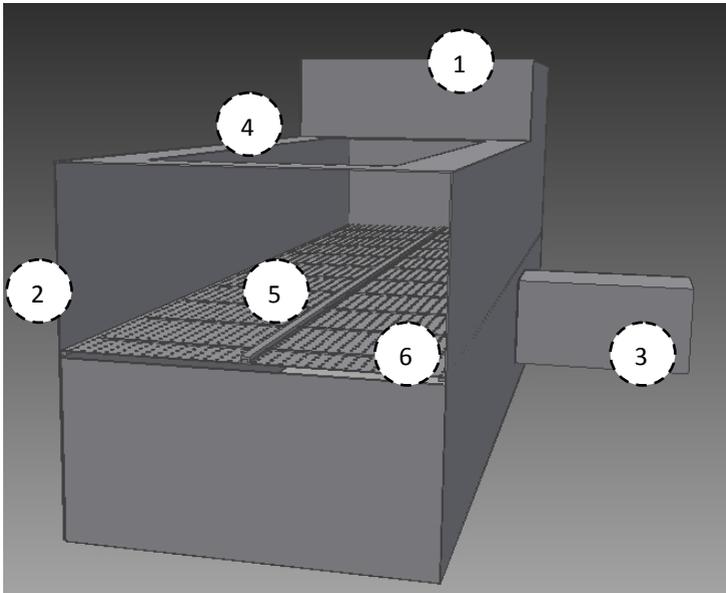
Berikut ini merupakan penjabaran lengkap tiap-tiap bagian dryer serta fungsinya.



Gambar 4.1 Tampak Atas Desain Dryer bahan bakar

Pada gambar 4.1, dryer bahan bakar dibagi menjadi dua bagian yaitu, bagian penampungan serta bagian pengeringan.

Bagian penampungan bahan bakar bertujuan untuk mengumpulkan terlebih dahulu sejumlah bahan bakar yang akan dikeringkan. Bagian ini memiliki dimensi panjang sebesar 3 meter, lebar sebesar 3 meter serta tinggi sebesar 1,5 meter. Pengumpulan bahan bakar dilakukan hingga tinggi bahan bakar yang terkumpul mencapai 1,5 meter. Bagian pengeringan merupakan bagian paling penting dalam dryer bahan bakar ini dikarenakan bagian ini berfungsi untuk mengeringkan bahan bakar yang telah terkumpul secara bertahap. Bahan bakar yang terkumpul akan digerakkan dengan menggunakan konveyor yang bergerak dengan kecepatan tertentu bergantung banyaknya bahan bakar yang akan dikeringkan.



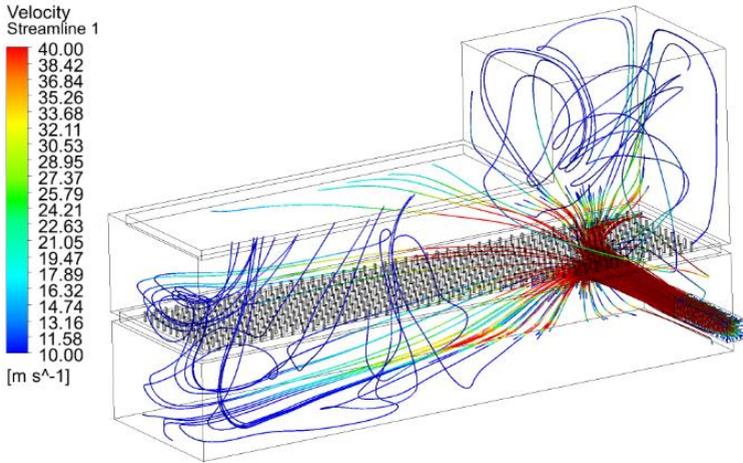
Gambar 4.2 Tampak Depan Dryer bahan bakar

Pada gambar 4.2, terdapat penomoran untuk bagian-bagian dryer bahan bakar. Nomor satu merupakan bagian awal pengumpulan bahan bakar sedangkan nomor dua merupakan bagian akhir dryer setelah bahan bakar mengalami proses

pengeringan. Bahan bakar yang telah selesai dikeringkan akan diangkut menggunakan konveyor untuk memasuki ruang bakar boiler. Nomor tiga dan empat merupakan bagian masuk dan keluarnya udara panas sebagai sumber pengeringan. Nomor tiga memiliki dimensi lebar dan tinggi sebesar 1 meter dengan panjang saluran masuk bergantung dari posisi peletakan dryer. Nomor empat memiliki dimensi panjang dan lebar masing-masing sebesar 7 meter dan 2,5 meter. Bagian ini ditambahkan agar tidak terjadi penumpukan udara pengering namun juga didesain agar tidak banyak udara pengering yang dilepaskan ke lingkungan sehingga mengganggu proses pengeringan bahan bakar. Bagian nomor lima dan enam merupakan inti dari proses pengeringan, dimana nomor lima merupakan konveyor yang digunakan untuk menggerakkan bahan bakar yang telah dikumpulkan di bagian penampungan bahan bakar sehingga bahan bakar akan mengalami pengeringan secara bertahap melewati sepanjang lintasan pengeringan dryer. Nomor enam merupakan permukaan pengeringan bahan bakar yang memiliki dimensi panjang dan lebar sebesar 10 meter dan 3 meter yang ditambahkan lubang-lubang kecil dengan diameter 10 milimeter sebagai tempat mengalirnya udara panas yang digunakan untuk mengeringkan bahan bakar.

4.2 *Streamline* Kecepatan dan Suhu Udara pada Dryer

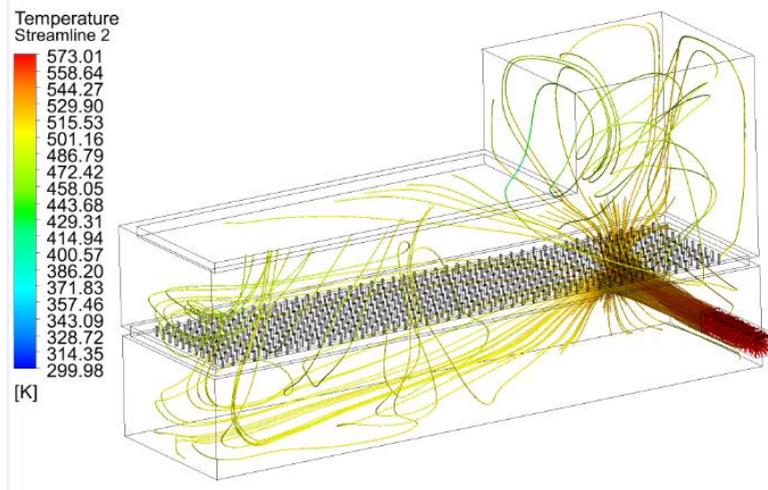
Streamline kecepatan aliran udara didalam dryer dapat diamati pada gambar berikut ini.



Gambar 4.3 *Streamline* Kecepatan Udara pada Dryer

Pada gambar 4.3 dapat diamati bahwa kecepatan udara didalam dryer mengalami kenaikan setelah melewati saluran masuk udara pengeringan dengan mencapai kecepatan maksimal sebesar 40 m/s. Kecepatan udara didalam dryer kemudian mengalami penurunan signifikan setelah menabrak dinding dryer dan kemudian menyebar ke segala arah. Kecepatan udara pada penampungan biomassa teramati memiliki kecepatan rata-rata sebesar 10 m/s. Kecepatan udara pada bagian pengeringan biomassa juga berkurang, dengan kecepatan udara pada bagian awal pengeringan mencapai kecepatan maksimum 40 m/s dan bagian akhir pengeringan memiliki kecepatan rata-rata sebesar 10 m/s.

Streamline suhu udara didalam dryer diamati untuk melihat pergerakan dan pola penyebaran suhu udara didalam dryer. Suhu udara panas yang masuk akan melewati permukaan pengeringan agar dapat mengeringkan biomassa. Streamline suhu udara didalam dryer dapat diamati pada gambar berikut ini.

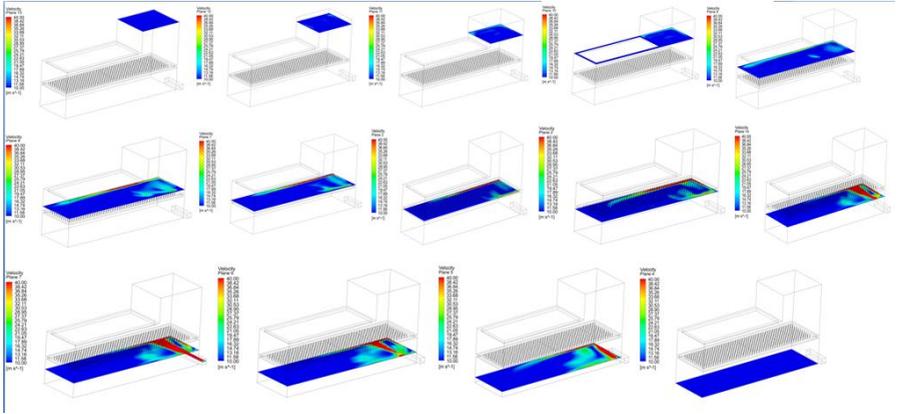


Gambar 4.4 Streamline Suhu Udara didalam Dryer

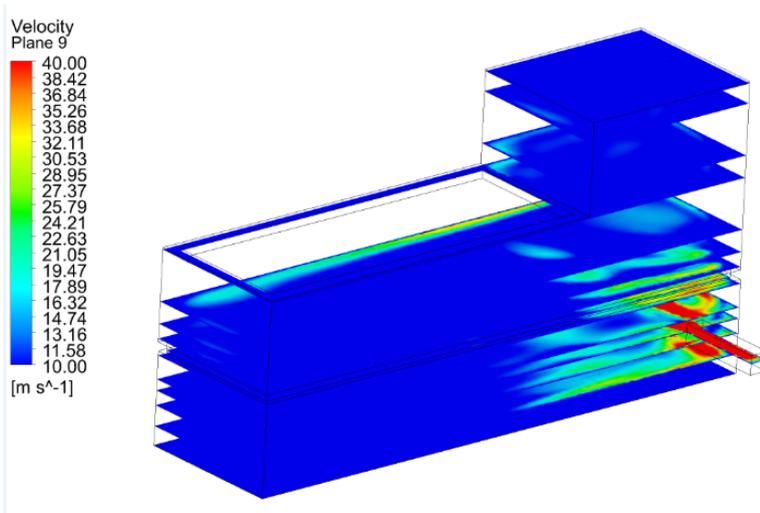
Pada gambar 4.4 diatas, dapat diamati bahwa streamline suhu udara didalam dryer memiliki nilai tertinggi didalam saluran masuk udara panas buang yang akan digunakan dalam proses pengeringan. Suhu udara masuk kemudian menyebar ke segala arah dan mencapai nilai rata-rata suhu udara di segala arah sebesar 503 K atau 228°C. Dengan suhu rata-rata didalam dryer sebesar 228°C, proses pengeringan biomassa dapat berjalan dengan baik dikarenakan tidak adanya perbedaan suhu yang signifikan didalam dryer yang dapat menghambat proses pengeringan biomassa.

4.3 Kontur Kecepatan Udara pada Dryer

Data hasil simulasi yang telah dilakukan digunakan untuk mengamati kontur kecepatan udara didalam dryer dilakukan dengan mengambil irisan-irisan bidang pada dua perspektif, yaitu bidang XY, bidang YZ. Berikut ini merupakan kontur kecepatan didalam dryer pada bidang XY.



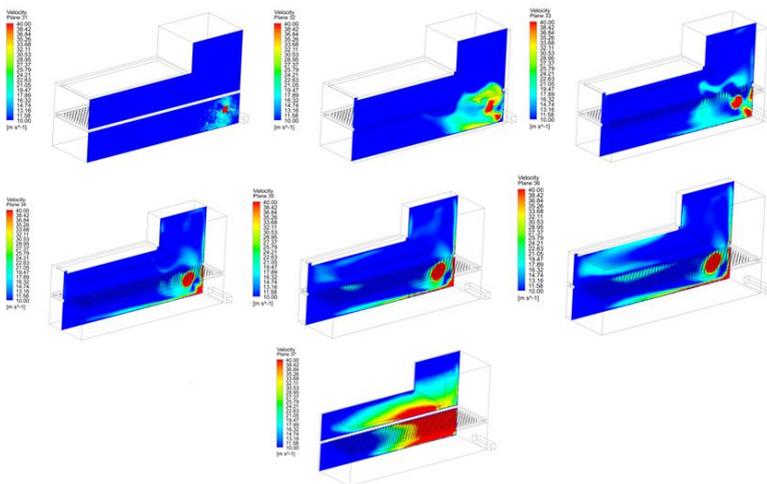
Gambar 4.5 Kontur Kecepatan Udara pada Bidang XY



Gambar 4.6 Gabungan Kontur Kecepatan Udara pada Bidang XY

Pada bidang XY diambil 14 irisan bidang untuk mengamati pola persebaran kecepatan udara didalam dryer. Pada sampel irisan satu hingga empat untuk bagian penampungan bahan bakar nilai kecepatan udara cenderung konstan sebesar 10 m/s. Pada

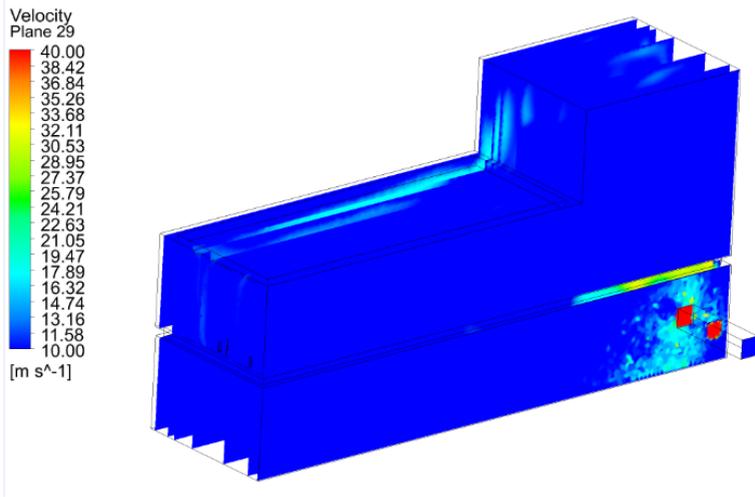
sampel irisan lima hingga sembilan didekat permukaan pengeringan mulai terlihat adanya perbedaan kecepatan di bagian penampungan bahan bakar dengan rentang kecepatan 14-21 m/s. Sedangkan untuk sampel sepuluh hingga empat belas terlihat kecepatan maksimum udara didalam dryer yang menyentuh nilai 40 m/s. Makin naiknya kecepatan udara untuk bagian bawah dryer dikarenakan bagian bawah dekat letaknya dengan saluran masuk udara panas sehingga kecepatan udara disekitar saluran tinggi, turunnya kecepatan udara disebabkan oleh tabrakan dengan dinding disekitarnya dan mulai adanya penyebaran kecepatan segala arah sehingga udara panas pengering masuk dan menyebar ke seluruh bagian dryer. Berikutnya dilakukan pengambilan sampel irisan untuk perspektif YZ sebagai berikut.



Gambar 4.7 Kontur Kecepatan Udara pada Bidang YZ

Kontur kecepatan pada bidang YZ seperti pada gambar 4.7 semakin memperlihatkan bahwa sebaran kecepatan udara mencapai nilai maksimum sesaat setelah keluar dari saluran masuk udara pengering yang kemudian menyebar ke segala arah. Area yang memiliki kecepatan udara yang tinggi terletak didekat

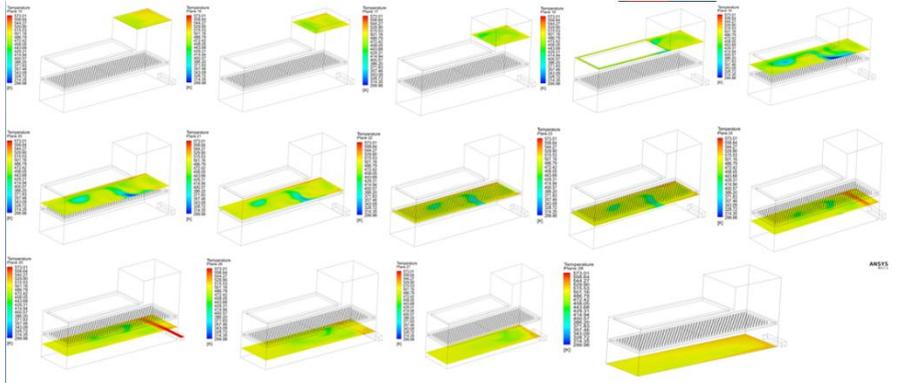
dinding pembatas dryer dan mulai menurun disaat menyebar ke segala arah didalam dryer.



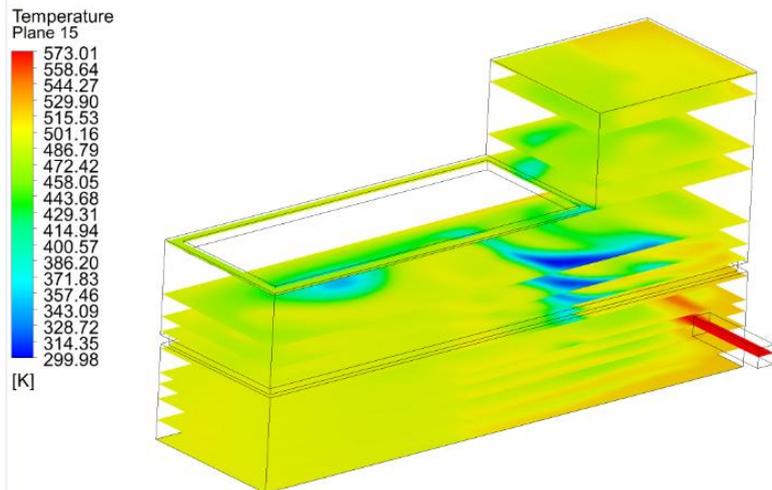
Gambar 4.8 Gabungan Kontur Kecepatan pada Bidang YZ

4.4 Kontur Suhu Udara pada Dryer

Setelah melakukan pengambilan sampel dan analisa kontur kecepatan udara didalam dryer dengan perspektif bidang XY dan bidang YZ kemudian dilakukan pengambilan sampel irisan bidang dan analisa kontur suhu udara didalam dryer. Untuk melakukan analisa yang lebih akurat, sampel diambil untuk tiga perspektif bidang yang ada yaitu bidang XY, bidang YZ serta bidang ZX. Berikut ini merupakan kontur suhu udara didalam dryer pada bidang XY.



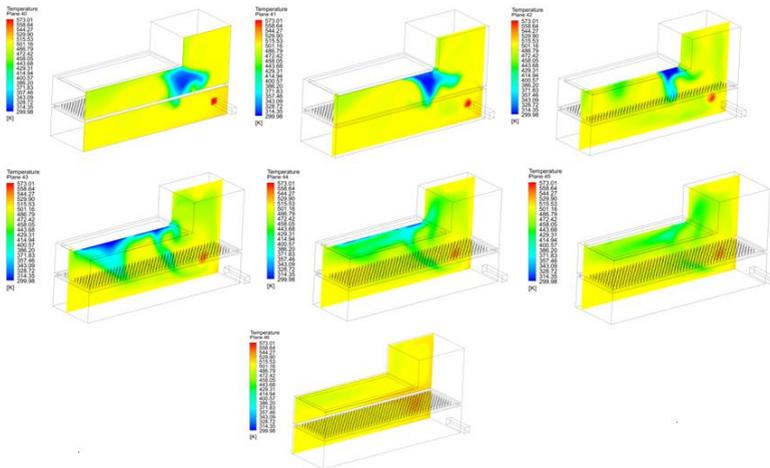
Gambar 4.9 Kontur Suhu Udara pada Bidang XY



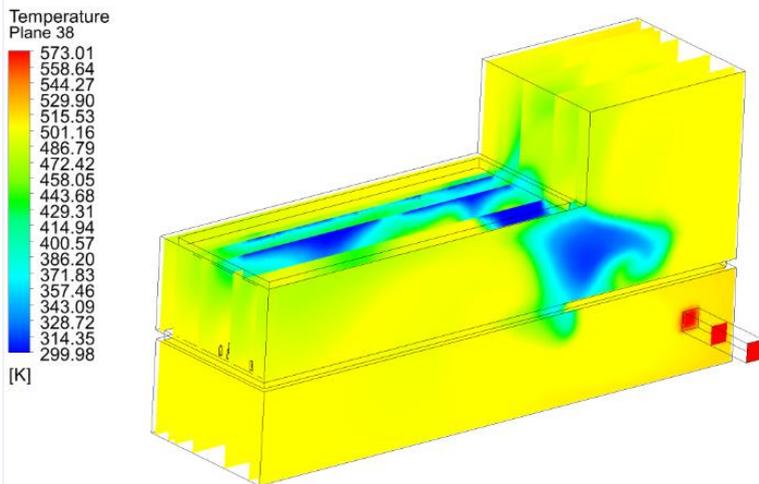
Gambar 4.10 Gabungan Kontur Suhu Udara pada Bidang XY

Pada bidang XY juga dilakukan pengambilan sampel 14 irisan bidang untuk mengamati pola persebaran suhu udara didalam dryer. Pada sampel irisan satu hingga empat terlihat bahwa suhu pada bagian penampungan bahan bakar berada pada rentang nilai 430 K (157°C) hingga 515 K (242°C). Perbedaan suhu pada bagian penampungan awal bahan bakar ini memperlihatkan bahwa bahan bakar yang dikumpulkan sebaiknya

tidak mendekati tinggi dari dryer bahan bakar agar pengeringan dapat terjadi lebih merata. Pada sampel irisan lima hingga sembilan yang diambil didekat permukaan pengeringan terlihat perbedaan suhu yang semakin besar yang berada di rentang nilai 300 K (27°C) hingga 515 K (242°C). Pada bagian sampel ini perbedaan suhu tertinggi terjadi dikarenakan adanya bagian tempat keluarnya udara panas pengeringan menuju lingkungan sehingga ketika dilakukan proses pengeringan, ketinggian bahan bakar yang dikeringkan sebaiknya tidak melebihi tinggi desain dryer yaitu sebesar 1,5 meter sehingga proses pengeringan terjadi secara merata dan seluruh bagian bahan bakar dikeringkan dengan sempurna. Sedangkan untuk sampel sepuluh hingga empat belas terlihat bahwa suhu didalam dryer cenderung stabil berada di angka 501 K (228°C) hingga 515 K (242°C). Pada bagian bawah dryer ini suhu yang stabil dapat menjamin pengeringan terjadi secara merata disegala tempat pada seluruh sisi dryer bahan bakar. Berikutnya dilakukan pengambilan sampel irisan untuk perspektif YZ sebagai berikut.

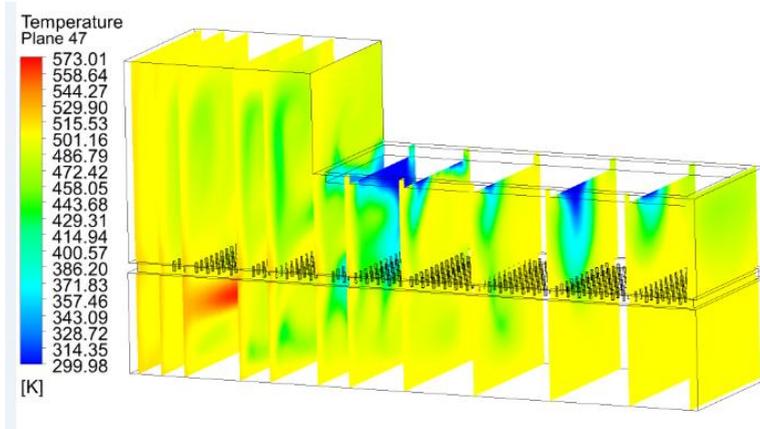


Gambar 4.11 Kontur Suhu Udara pada Bidang YZ



Gambar 4.12 Gabungan Kontur Suhu Udara pada Bidang YZ

Kontur suhu udara pada bidang perspektif YZ diamati dengan menggunakan tujuh sampel. Sampel satu dan dua merupakan irisan bidang yang terletak dibagian saluran masuk udara panas pengering bahan bakar memperlihatkan bahwa suhu disegala sisi cenderung stabil pada nilai 501 K (228°C) terkecuali dibagian keluarnya udara pengering. Pada sampel tiga hingga enam semakin terlihat perbedaan suhu pada dua bagian yaitu bagian penampungan bahan bakar sebelum dikeringkan dan bagian pengeringan bahan bakar. Perbedaan suhu dibagian penampungan berada mengalami penurunan dengan rentang nilai sebesar 415 K (142°C) hingga 501 K (228°C). Sedangkan pada bagian pengeringan bahan bakar memiliki rentang nilai sebesar 300 K (27°C) hingga 515 K (242°C). Perbedaan suhu ini disebabkan oleh hal yang sama yaitu adanya bagian keluarnya udara pengering menuju lingkungan. Sementara pada sampel tujuh yang terletak tepat didinding dryer suhu yang teramati cenderung stabil. Setelah melakukan pengambilan sampel dan analisa bidang perspektif XY dan YZ berikutnya dilakukan pengambilan sampel serta analisa untuk bidang perspektif ZX. Berikut ini merupakan sampel irisan bidang pada perspektif ZX.



Gambar 4.13 Kontur Suhu Udara pada Bidang ZX

Pengambilan sampel pada bidang perspektif ZX dilakukan dengan mengambil dua belas irisan bidang. Dilakukannya pengambilan sampel pada bidang ZX bertujuan untuk melihat persebaran suhunya di tiap-tiap posisi bahan bakar yang sedang dikeringkan dengan harapan persebaran suhu ini dapat menggambarkan secara langsung apakah suhu di tiap-tiap posisi cukup tinggi untuk melakukan pengeringan serta memperlihatkan kemampuan dryer bahan bakar yang dirancang untuk melakukan pengeringan secara bertahap. Pada sampel satu hingga enam yang terletak di bagian penampungan bahan bakar, suhu pengeringan cenderung stabil di rentang nilai 415 K (142°C) hingga 501 K (228°C) dan mencukupi untuk dilakukan awal proses pengeringan. Pada sampel tujuh hingga dua belas yang terletak dibagian pengeringan bahan bakar, suhu dibawah permukaan pengeringan cenderung stabil pada 501 K (228°C) sedangkan suhu dibagian atas permukaan pengeringan mengalami perubahan signifikan disekitar bagian keluarnya udara pengeringan menuju lingkungan. Hal ini menunjukkan bahwa untuk desain dryer saat ini disarankan bahwa tinggi bahan bakar yang dikeringkan tidak melebihi tinggi desain dryer yang dirancang sehingga proses pengeringan bahan bakar berjalan dengan baik dan seluruh permukaan bahan bakar kering secara merata.

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari Tugas Akhir ini yakni sebagai berikut :

- a. Kalor panas buang didapatkan dengan mengitung energi yang dibuang dari hasil pembakaran yang memperhitungkan tiap-tiap gas buang hasil pembakaran. Kalor yang digunakan untuk mengeringkan bahan bakar didapatkan dari hasil perhitungan kalor sensibel dan kalor laten yang dibutuhkan selama pengeringan. Selisih dari kalor panas buang hasil pembakaran dan kalor yang digunakan untuk mengeringkan merupakan energi yang terkandung dalam bahan bakar setelah dilakukan pengeringan.
- b. Dryer dirancang dengan memanfaatkan panas buang hasil pembakaran. Pada dryer disisipkan saluran masuk untuk panas buang sebagai sumber yang digunakan untuk mengeringkan bahan bakar. Dryer dirancang berbentuk kotak tertutup dengan tujuan agar tidak ada panas buang yang hilang menuju lingkungan. Didalam dryer terdapat area penampungan awal bahan bakar yang akan dikeringkan sebelum digerakkan menggunakan konveyor untuk mengalami pengeringan secara bertahap.

5.2 Saran

Saran yang dapat diberikan pada penelitian ini yaitu penelitian mengenai dryer bahan bakar masih terdapat kekurangan seperti belum disertakannya pengendalian dan kontroler untuk mengatur banyaknya biomasa serta fluida yang keluar dan masuk sehingga hasil yang didapatkan belum maksimal. Dengan dilakukannya penelitian mengenai pemasangan pengendalian serta kontroler pada dryer bahan bakar, maka akan didapatkan hasil yang semakin baik.

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

Anonim. (2008). *Waste Heat Recovery : Technology and Opportunities in US Industry*. Industrial Technologies Program, United States of America.

Aziz, M.A; Sabil, K.M; Uemura, Y; Ismail, L. (2012). *A Study on Torrefaction of Oil Palm Bahan bakar*. Journal of Applied Science, 12, 1130-1135.

Guo, K; Zheshu, M; Yang, D. (2012). *Conceptual Design and Performance Analysis of An Exhaust Gas Waste Heat Recovery System for A 10000TEU Container Ship*. Polish Maritime Research 2(73) Vol 19, 31-38.

Hanning, Li. 2011. *EVALUATION OF A FUEL DRYING PROCESS USING WASTE HEAT FROM PROCESS INDUSTRIES: A CASE STUDY*. IEEE0-7803-5421-4

Milne, T.A. (1990). *Sourcebook of Methods of Analysis for Bahan bakar and Bahan bakar Conversion Processes*. Elsevier Applied Science, ISBN 1-85166-527-7.

Munawar, S.S. (2014). *Characterization of Bahan bakar Pellet Made from Solid Waste Oil Palm Industry*. Procedia Environmental Series, 20, 336-341.

Nyakuma, B.B; Ahmad, A; Johari, A; Oladokun, O. (2012). *Torrefaction of Pelletized Oil Palm Empty Fruit Bunches*. The 21st International Symposium on Alcohol Fuels.

Rohsenow, W.M; Hartnett, J.P; Cho, Y.I. (1998). *Handbook of Heat Transfer*. New York : McGraw-Hill.

Sabil, K.M; Aziz, M.A; Lal, B; Uemura, Y. (2013). *Effect of Torrefaction on the Physiochemical Properties of Oil Palm*

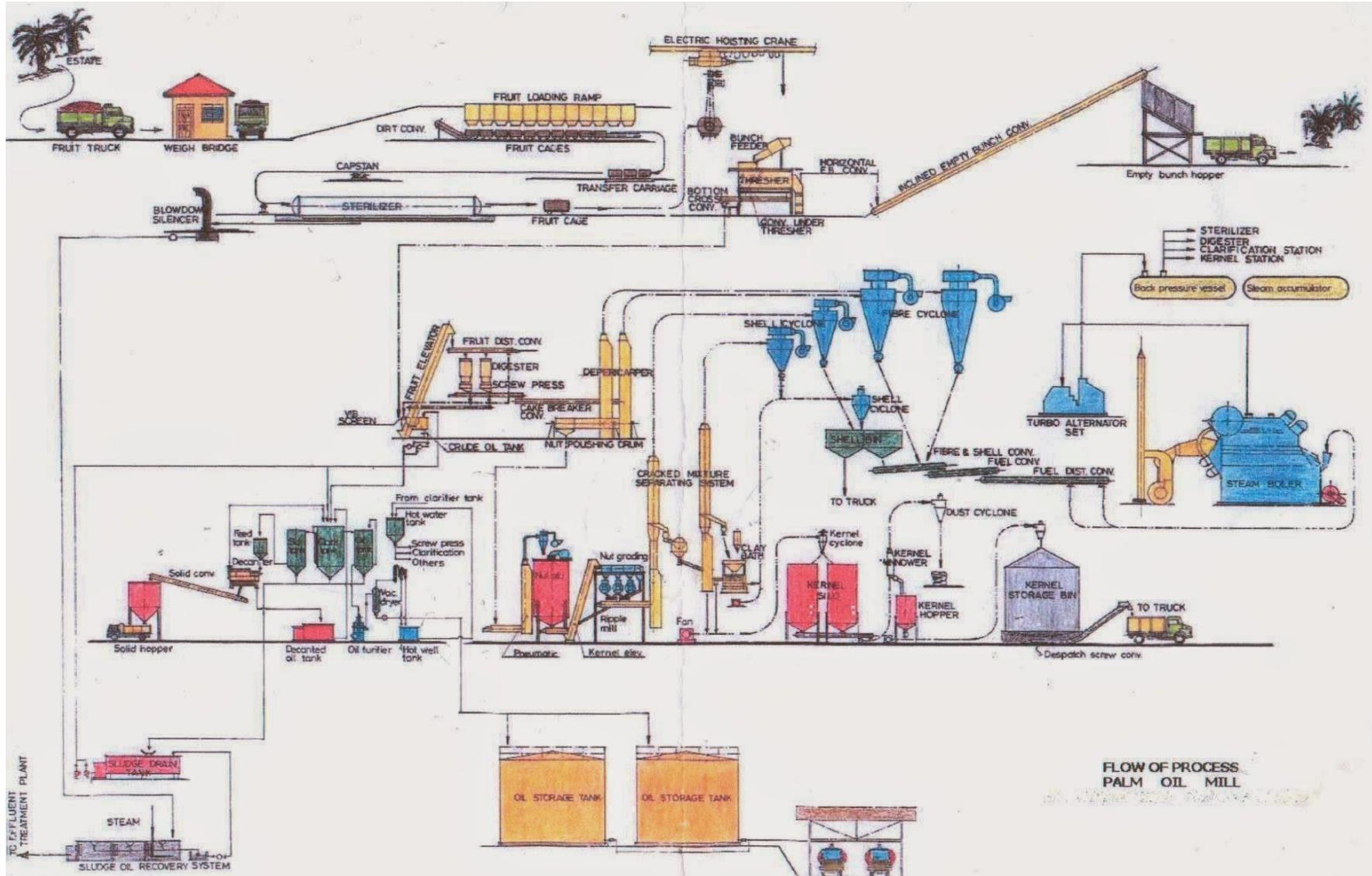
Empty Fruit Bunch, Mesocarp Fiber and Kernel Shell. Biomass and Bioenergy, 56, 351-360.

Salman. (2015). *Bahan bakar Wastes from Palm Oil Mill*. Available Online : <http://www.bioenergyconsult.com/palm-bahan-bakar/> (Diakses pada 29 Desember 2016)

Teir, S; Kulla, A. (2002). *Boiler Calculations*. Departement of Mechanical Engineering, Helsinki University of Technology.

Uemura, Y; Omar, W.N; Tsutsui, T; Suzana. (2011). *Torrefaction of Oil Palm Wastes*. Fuel, 90, 2582-2591.

Uemura, Y; Omar, W.N; Aziah, N; Suzana, Tsutsui, T. (2011). *Effect of Atmosphere on Torrefaction of Oil Palm Waste*. Bioenergy Technology, World Renewable Energy Congress.



Gambar A.1 Process Flow Diagram Pengolahan Kelapa Sawit



Penulis lahir di kota Pekanbaru, 24 Februari 1995. Penulis menempuh pendidikan di SD 020 Simpang Tiga lulus tahun 2006, SMP 5 Benai lulus tahun 2009, dan SMA Plus Provinsi Riau lulus tahun 2012. Penulis melanjutkan pendidikan sarjana di Jurusan Teknik Fisika ITS. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi unit kegiatan mahasiswa (UKM)

Robotika ITS selama periode 2013-2015 serta *Society of Photooptical Instrumentation Engineers* (SPIE). Penulis mempunyai pengalaman *internship program* selama 1 bulan di PT. Sriwijaya Palm Oil Indonesia. Bidang minat penulis adalah Rekayasa Energi dan Pengkondisian Lingkungan. Penulis dapat dihubungi melalui email alvindaviza@gmail.com.