

**SIMULASI PEMANFAATAN BIOMASSA TANDAN  
KOSONG KELAPA SAWIT UNTUK PRODUKSI DME  
DAN METANOL MELALUI PROSES GASIFIKASI**

**Karya tulis sebagai salah satu syarat  
untuk memperoleh gelar Magister dari  
Universitas Darma Persada**

**Oleh**

**RUDY HERYADI**

**NIM : 2016910001**

**(Program Studi Magister Energi Terbarukan)**



**SEKOLAH PASCASARJANA  
UNIVERSITAS DARMA PERSADA  
JAKARTA  
2018**

## **PERNYATAAN KEASLIAN**

"Saya menyatakan dengan sesungguhnya bahwa tesis ini merupakan hasil karya sendiri dan sepanjang pengetahuan dan keyakinan saya tidak mencantumkan tanpa pengakuan bahan-bahan yang telah dipublikasikan sebelumnya atau ditulis oleh orang lain, atau sebagian bahan yang pernah diajukan untuk gelar atau ijasah pada Universitas Darma Persada atau Perguruan tinggi lainnya"

Jakarta, September 2018

Rudy Heryadi  
NIM: 2016910001

## ABSTRAK

**RUDY HERYADI (2016910001).** Simulasi Pemanfaatan Biomassa Tandan Kosong Kelapa Sawit untuk Produksi DME dan Metanol Melalui Proses Gasifikasi. Dibawah Bimbingan, Dr. Aep Saepul Uyun, M. Eng, Ir. Erkata Yandri, M.rer.nat, dan Prof. Dr. Kamaruddin Abdullah, IPU.

Kebutuhan untuk energi terbarukan yang sesuai untuk digunakan di Indonesia masih sangat besar. Dari beberapa alternatif energi terbarukan yang tersedia, energi terbarukan dari biomassa mempunyai potensi besar untuk dikembangkan di Indonesia. Salah satu jenis biomassa yang dapat digunakan menjadi sumber energi adalah tandan kosong kelapa sawit yang disingkat TKKS.

TKKS dapat dijadikan bahan kimia ataupun bahan bakar melalaui proses yang disebut gasifikasi. Gasifikasi merupakan suatu proses konversi biomassa menjadi gas mampu bakar yang disebut *producer gas* atau *synthetic gas* atau sering disingkat *syngas*. Proses gasifikasi dilakukan dalam kondisi miskin udara. Penelitian yang berkaitan dengan pemanfaatan TKKS masih belum terlalu banyak, sehingga hal tersebut yang mendasari dibuatnya penelitian ini yang bertujuan untuk mempelajari dan mengetahui potensi pembuatan produk turunan hasil gasifikasi yang berguna untuk dijadikan *Dimethyl Ether* atau sering disingkat DME sebagai fuel pengganti LPG dan Metanol. DME dan Metanol dapat dimanfaatkan untuk bahan bakar dan bahan baku industri Kimia lainnya. Penelitian dilakukan dengan mengumpulkan informasi yang berkaitan dengan proses gasifikasi, proses pembuatan DME, proses pembuatan Metanol, dan analisis tekno ekonomi konstruksi pabrik DME, baik yang berdasarkan gasifikasi biomassa. Simulator proses Aspen Hysys digunakan untuk mensimulasikan proses, *sizing peralatan*, dan juga untuk *costing* peralatan. Dalam penelitian ini dilakukan beberapa simulasi seperti simulasi proses gasifikasi di dalam *CFB gasifier*, simulasi pembuatan DME berdasarkan gasifikasi TKKS, simulasi pembuatan Metanol berdasarkan gasifikasi TKKS, dan analisis tekno ekonomi pembangunan pabrik DME.

Umpan masuk TKKS untuk simulasi adalah 6,16 ton/jam, TKKS yang dipakai merupakan limbah dari pemrosesan TBS kelapa sawit pabrik CPO dengan kapasitas 30 ton per jam. Hasil simulasi menunjukkan bahwa gasifikasi TKKS dapat dilakukan dengan *Circulating Fluidized Bed (CFB) gasifier*, dan hasil divalidasi berdasarkan gasifier yang sudah beroperasi. Temperatur optimum operasi *CFB gasifier* untuk mendapatkan hasil gas H<sub>2</sub> tertinggi adalah 800 °C, dan kinerja *CFB gasifier* masih dapat ditingkatkan dengan mengoperasikan *CFB gasifier* pada temperature di atas 800 °C. Untuk mendapatkan H<sub>2</sub> yang lebih tinggi, rasio S/B harus ditingkatkan, sementara itu dengan nilai *Equivalence Ratio* atau ER yang rendah, produksi *syngas* dengan hasil yang lebih tinggi dapat diperoleh. *Syngas* yang diperoleh disimulasikan sebagai umpan masuk pabrik DME dan Metanol. Hasil dari simulasi pabrik DME mempunyai efisiensi energi sebesar 73%, dan DME yang dihasilkan sebesar 50% kapasitas umpan masuk TKKS. Hasil dari simulasi pabrik Metanol menunjukkan efisiensi energi sebesar 85% dan Metanol

yang dihasilkan sebesar 85% dari umpan masuk TKKS. Berdasarkan simulasi yang dilakukan pada pabrik DME, kebutuhan listrik sepenuhnya dapat dipenuhi oleh pabrik DME, tanpa membeli bahan bakar atau sumber energi dari luar. Sementara itu kebutuhan energi untuk pabrik Metanol hanya 67% saja yang dapat dipenuhi secara mandiri, dan sekitar 33% harus dipenuhi dari sumber energi lain. Energi efisiensi akan menjadi lebih tinggi lagi jika pembangkitan listrik dengan memanfaatkan panas sisa dari *plant* dan *off-gas* dimasukkan dalam perhitungan efisiensi. Analisis tekno ekonomi yang dilakukan terhadap pabrik DME menunjukkan pabrik DME belum *feasible* untuk dibangun. Hasil analisis tekno ekonomi pada konstruksi pabrik DME berdasarkan pinjaman dalam negeri memberikan nilai *Net Present Value* (NPV) sebesar USD -42.393.967, dan nilai *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 4,4%. Nilai referensi tingkat suku bunga di Indonesia adalah 10,25%, IRR harus lebih besar dari nilai tersebut supaya proyek *feasible*. Dengan pinjaman luar negeri yang mempunyai tingkat suku bunga 2%, pabrik DME menjadi *feasible*, dengan *Net Present Value* (NPV) sebesar USD 37.980.249. Setidaknya kapasitas empat kali lipat dari kapasitas yang disimulasikan memberikan kemungkinan kelayakan pabrik DME dengan nilai NPV positif dan IRR 10,47%.

Kata kunci: TKKS, Gasifikasi, DME, Metanol, Simulasi

## ABSTRACT

**RUDY HERYADI (2016910001).** Simulation of Palm Oil Empty Fruit Bunch Utilization for Production of DME and Methanol Through Gasification Process. Under direction of Dr. Aep Saepul Uyun, M. Eng, Ir. Erkata Yandri, M.rer.nat, dan Prof. Dr. Kamaruddin Abdullah, IPU.

The need for renewable energy suitable to be used in Indonesia is still very large. Of the several available renewable energy alternatives, renewable energy from biomass has great potential to be developed in Indonesia. One type of biomasses that can be used as an energy source is oil palm empty fruit bunches abbreviated as EFB.

EFB can be used as a chemical or fuel through a process called gasification. Gasification is a process of converting biomass into a combustible gas called producer gas or synthetic gas and oftenly abbreviated as syngas. The gasification process is carried out in limited air/oxygen conditions. Research related to the use of EFB is still small in quantity, therefore this study arises. This study aims to determine the potential of producing gasification derivative products that are useful to be used as Dimethyl Ether or abbreviated as DME and Methanol. DME and Methanol can be used for fuel and other chemical industry raw materials. The research was carried out by collecting information pertinent to the gasification process, the process of making DME, the process of making Methanol, and the techno-economic analysis of DME plant construction, both based on biomass gasification. The Aspen Hysys process simulator was used to simulate processes, sizing equipment, and for costing equipment. In this study several simulations were carried out such as gasification process simulation in Circulating Fluidized Bed (CFB gasifier), DME manufacturing simulation based on EFB gasification, Methanol manufacturing simulation based on EFB gasification, and techno-economic analysis of DME plant construction.

EFB incoming feed for simulation was 6.16 tons / hour which is the waste from production process of palm oil FFB at 30 tons per hour CPO plant. The simulation results show that EFB gasification can be carried out with CFB gasifier, and the results are validated based on the gasifier that is already operating. The optimum temperature of CFB gasifier operation to get the highest H<sub>2</sub> gas yield is 800 oC, and CFB gasifier performance can still be increased by operating CFB gasifier at temperatures above 800 °C. To get a higher H<sub>2</sub>, the S / B ratio must be increased, while with a low Equivalence Ratio or ER value, syngas production with higher yields can be obtained. The obtained syngas is simulated as DME factory feed and Methanol feed. The results of the DME plant simulation have an energy efficiency of 73%, and the DME produced is 50% of the EFB feed flow rate. The results of the Methanol plant simulation have an energy efficiency of 85% and Methanol yield is 85% of EFB feed. Based on simulations carried out at the DME plant, the electricity needs can be fully met by the DME plant, without buying fuel or external energy sources. Meanwhile, only 67% of the energy needs for the Methanol plant

can be fulfilled independently, and around 33% must be met from other energy sources. Energy efficiency is even higher if electricity generation by utilizing residual heat from the plant and off-gas is included in the calculation of efficiency. Techno-economic analysis carried out on the DME plant shows that the DME plant is not feasible to be built. The results of the techno economic analysis on the DME plant construction gave *Net Present Value* (NPV) USD -42,393,967, and Internal Rate of Return (IRR) value of 4.4%. The reference value for interest rates in Indonesia is 10.25%, and IRR value must be greater than interest rate value, to make the project becomes feasible. With overseas loans having a 2% interest rate, the potential of the DME plant becomes feasible, with Net Present Value (NPV) of USD 37,980,249. At least scale-up until fourfold of the capacity in this study have the possibility to achieve feasibility of DME plant construction, with positive NPV value and IRR value at 10.47%.

Keywords: EFB, Gasification., DME, Methanol, Simulation

**LEMBAR PERSETUJUAN TESIS**

**Judul Tesis** : Simulasi Pemanfaatan Biomassa Tandan Kosong Kelapa Sawit Untuk Produksi DME dan Metanol Melalui Proses Gasifikasi

**Nama** : Rudy Heryadi

**NIM** : 2016910001

**Telah disetujui oleh komisi pembimbing dan penguji**

Dr. Aep Saepul Uyun, M.Eng  
(Pembimbing Utama/Penguji)

---

Ir. Erkata Yandri, M.rer.nat  
(Anggota/Penguji)

---

Prof. Kamaruddin Abdullah, IPU  
(Anggota/Penguji)

---

Ir. Ratna Ariati, M.Sc  
(Penguji)

---

Mengetahui

Ketua Program Studi

Direktur Pascasarjana

(Dr. Aep Saepul Uyun, M.Eng)

(Prof. Dr. Kamaruddin Abdullah, IPU)

Tanggal Ujian : 18 Agustus 2018  
Tanggal Yudisium : 18 Agustus 2018

## KATA PENGANTAR

Segala Puji kepada Tuhan Yesus Kristus atas berkat dan kasih karuniaNya, sehingga penulis dapat menyelesaikan proposal tesis yang berjudul “Simulasi Pemanfaatan Biomassa Tandan Kosong Kelapa Sawit untuk Produksi DME dan Metanol Melalui Proses Gasifikasi”. Tesis ini diajukan sebagai syarat untuk menyelesaikan studi di Program Magister Teknik Energi Terbarukan di Universitas Darma Persada. Dalam penyelesaian proposal tesis ini, penulis banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak. Untuk itu penulis menyampaikan ucapan terima kasih setulusnya kepada:

1. Dr. Aep Saepul Uyun, M.Eng selaku Ketua Program Studi Energi Terbarukan Sekolah Pasca Sarjana Universitas Darma Persada dan sebagai ketua komisi pembimbing.
2. Ir. Erkata Yandri, M.rer.nat, selaku dosen pembimbing yang telah banyak memberikan ide-ide dan panduan mengenai penulisan yang baik dan benar.
3. Prof. Dr. Kamaruddin Abdullah, IPU selaku Direktur Sekolah Pasca Sarjana Universitas Darma Persada dan sebagai tim pembimbing.
4. Dr. Ir. Muhammad Syukri Nur, M.Si selaku dosen yang membimbing penulisan proposal tesis ini dan yang telah banyak membantu penulis dalam memberikan ide, saran dan kritiknya.
5. Ir. Ratna Ariati M.Sc, selaku penguji yang memberikan banyak masukan berharga.
6. Semua staff dan rekan-rekan yang telah membantu dalam memberikan ide dan saran dalam penyelesaian proposal tesis ini.

Jakarta, 9 Agustus 2018

Rudy Heryadi

## RIWAYAT HIDUP

Penulis dilahirkan di Balikpapan pada tanggal 7 Pebruari 1981 sebagai anak pertama dari pasangan Nur Arifin Hasan dan Hernirety Migang. Pada tahun 2000, penulis diterima di Universitas Indonesia, Jurusan Teknik Gas dan Petrokimia, Program Studi Teknik Kimia, kemudian penulis lulus pada tahun 2004. Selanjutnya pada tahun 2016, penulis diterima pada Sekolah Pasca Sarjana Universitas Darma Persada, Program Studi Teknik Energi Terbarukan.

Saat ini Penulis bekerja sebagai Manajer Bisnis dan Operasi di Indonesia pada PT. Tenaga Kimia Indonesia yang bergerak di bidang bahan peledak komersial untuk industri pertambangan. Pengalaman kerja lainnya adalah penulis pernah menjadi Process Engineer di kilang gas LPG dan CNG milik PT. Odira Energy Persada dan penulis juga mempunyai spesialisasi dibidang Kendali dan Instrumentasi pada saat bekerja dengan Spirax Sarco Pte. Ltd.

Pada tahun 2004 Penulis pernah menjadi finalis pada *student paper contest (SPC)* yang diadakan oleh *Society of Petroleum Engineer (SPE) Java Student Chapter*. Pada tahun 2005 penulis mendapatkan pelatihan mengenai sistem kendali dan instrumentasi yang diadakan di Singapura oleh *Spirax Sarco Pte. Ltd* selama enam bulan. Kemudian pada tahun 2010 penulis kembali mendapatkan pelatihan mengenai bahan peledak dan proses produksi *bulk emulsion explosives* di Malaysia selama dua bulan. Pada tahun 2017 penulis mendapatkan kesempatan untuk mengikuti *4<sup>th</sup> Program of International Platform on Ocean Energy for Young Researcher 2017 at Institute of Ocean Energy Saga University*, Imari, Prefektur Saga, Jepang. Saat ini penulis menjadi anggota dari *Society of Blasting Engineer Indonesia*.

*Dipersembahkan untuk Mama, Istri, dan anak2ku*

## UCAPAN TERIMA KASIH

Dengan rahmat dan karunia Yesus Kristus sebagai Tuhan dan Juru Selamat penulis, penyusunan tesis ini telah mencapai tahap akhir dan selesai pada waktunya. Penulis sangat berterima kasih kepada Dr. Aep Saepul Uyun, M.Eng sebagai ketua Tim Pembimbing atas segala saran, bimbingan dan nasehatnya selama penelitian ini berlangsung dan selama penulisan tesis ini. Penulis juga berterima kasih atas saran, kritik dan nasihat dari anggota Tim Pembimbing Ir. Erkata Yandri, M.rer.nat, dan Prof. Dr. Kamaruddin Abdullah, IPU yang telah memberi tuntunan dan arahan dalam penyelesaian tesis ini, serta Ibu Dra. Irna Djajadiningrat, M.hum sebagai Wakil Direktur Pascasarjana dan Ibu Rita Handayani selaku staff sekretariat pascasarjana. Ucapan terimakasih untuk Keluarga besar penulis, mama Hernirety Migang, istri Rosiani, S.si, anak Earlene dan Callysta, adik Anna, Meidy, Aldi. Penulis juga menyampaikan terima kasih kepada seluruh pengajar yang telah membekali ilmu dan pengetahuan selama penulis menyelesaikan studi di Sekolah Pascasarjana Program Energi Terbarukan Universitas Darma Persada. Mas Tohirin sebagai salah staf pendukung yang telah memberikan pelayanan dan bantuan tenaga, serta rekan – rekan angkatan 2016.

Akhir kata semoga tesis ini dapat bermanfaat serta menambah keilmuan bagi pengembangan penelitian dibidang ilmu energi terbarukan.

## DAFTAR ISI

<b>PERNYATAAN KEASLIAN .....</b>	<b>II</b>
<b>ABSTRAK .....</b>	<b>III</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>V</b>
<b>LEMBAR PERSETUJUAN TESIS.....</b>	<b>VII</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>VIII</b>
<b>RIWAYAT HIDUP .....</b>	<b>IX</b>
<b>UCAPAN TERIMA KASIH .....</b>	<b>XI</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>XIV</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>XVI</b>
<b>DAFTAR SINGKATAN DAN LAMBANG .....</b>	<b>XVIII</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	<b>XXI</b>
<b>BAB 1    PENDAHULUAN.....</b>	<b>2</b>
1.1 Latar Belakang .....	2
1.2 Perumusan Masalah .....	4
1.3 Tujuan Penelitian .....	5
1.4 Ruang Lingkup Penelitian .....	5
1.5 Kerangka Penelitian .....	6
<b>BAB 2    TINJAUAN PUSTAKA .....</b>	<b>8</b>
2.1 <i>State of The Art</i> Pembuatan DME dan Metanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit .....	8
2.2 Biomassa.....	11
2.2.1 Definisi Umum .....	11
2.2.2 Tandan Kosong Kelapa Sawit.....	12
2.2.3 <i>Pre-Treatment</i> Biomassa .....	14
2.2.4 Gasifikasi Biomassa.....	16
2.3 <i>Dimethyl Ether ( DME)</i> .....	21
2.3.1 Definisi <i>Dimethyl Ether</i> .....	21
2.3.2 Proses Sintesis Bio-DME.....	23
2.4 Analisis Keteknikan Dan Kelayakan Investasi .....	25
2.5 Indeks Biaya ( <i>Cost Index</i> ).....	28
2.5.1 Indeks Biaya untuk Peralatan oleh <i>Marshall &amp; Swift</i> .....	29
2.5.2 <i>Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)</i> .....	29
2.6 Peluang Pasar DME Sebagai Pengganti LPG .....	30
2.7 Pengantar Hysys .....	31
2.7.1 Pengantar Hysys .....	31
2.7.2 Aliran Massa dan Energi.....	32
2.7.3 Unit Operasi .....	33
<b>BAB 3    METODOLOGI PENELITIAN .....</b>	<b>34</b>
3.1 Neraca Massa dan Energi .....	34
3.2 Simulasi Gasifikasi TKKS pada CFB <i>Gasifier</i> .....	38
3.2.1 Umpan Masuk Biomassa .....	38
3.2.2 <i>Simulation Basis Manager</i> .....	39

3.2.3	Deskripsi Proses.....	39
3.2.4	Deskripsi Simulasi .....	41
3.2.5	Validasi Model.....	44
3.2.6	Analisis Sensitivitas.....	45
3.3	DME <i>Plant Design</i> .....	47
3.4	Desain Pabrik Metanol.....	54
3.5	Economic Analysis .....	57
3.5.1	Aspek Pasar.....	57
3.5.2	Chemical Engineering Plant Cost Index .....	58
3.5.3	Aturan <i>Six-Tenths</i> .....	58
3.5.4	Estimasi Biaya Modal.....	59
3.5.5	Estimasi Biaya Operasi.....	59
3.5.6	Pengukuran Keuntungan.....	60
<b>BAB 4</b>	<b>HASIL DAN DISKUSI .....</b>	<b>61</b>
4.1	Neraca Massa Proses Gasifikasi pada <i>CFB Gasifier</i> .....	61
4.2	Validasi Model Gasifier CFB .....	62
4.3	Efek Temperatur Reaktor.....	62
4.3.1	Efek Temperatur Reaktor.....	62
4.3.2	Efek Rasio <i>Steam</i> terhadap Biomassa.....	65
4.3.3	Efek Dari Equivalence Ratio .....	67
4.3.4	Efek Dari <i>Gasyfying Agent</i> .....	70
4.4	Simulasi Proses DME Plant.....	73
4.4.1	Neraca Massa DME Plant.....	73
4.4.2	Hasil Simulasi Proses DME Plant .....	74
4.4.3	Konsumsi Energi dan Pembangkitan Energi .....	76
4.4.4	Utilitas DME Plant.....	78
4.5	Simulasi Proses Metanol Plant .....	79
4.5.1	Hasil Simulasi Proses Metanol Plant .....	79
4.5.2	Konsumsi Energi dan Pembangkitan Energi .....	81
4.6	Analisis Ekonomi.....	83
4.6.1	Biaya Investasi.....	83
4.6.2	Biaya Operasi.....	83
4.6.3	Titik Impas .....	87
<b>BAB 5</b>	<b>KESIMPULAN DAN SARAN .....</b>	<b>91</b>
5.1	Kesimpulan .....	91
5.2	Saran .....	92

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2-1.</b> Tandan kosong kelapa sawit.....	13
<b>Gambar 2-2.</b> Diagram Alir Proses Pembuatan Pellet Biomassa.....	15
<b>Gambar 2-3.</b> Skema Reaksi Gasifikasi .....	16
<b>Gambar 2-4.</b> Diagram Alir Proses Gasifikasi dengan HTW Winkler gasifier ....	21
<b>Gambar 2-5.</b> Konfigurasi proses teknologi JFE untuk pembuatan bio-DME .....	25
<b>Gambar 2-6.</b> Persentase Kebutuhan Energi Final.....	30
<b>Gambar 2-7.</b> Representasi aliran massa di hysys .....	32
<b>Gambar 2-8.</b> Representasi aliran energy di hysys .....	33
<b>Gambar 3-1.</b> Model Pallette Untuk Material Stream dan Lembar Input Material	35
<b>Gambar 3-2.</b> Process Flow Diagram pabrik DME pada Hysis.....	36
<b>Gambar 3-3.</b> Process Flow Diagram pabrik Methanol pada Hysis .....	37
<b>Gambar 3-4.</b> Block Flow Diagram Gasifikasi TKKS pada CFB Gasifier .....	42
<b>Gambar 3-5.</b> <i>Process Flow Diagram</i> Gasifikasi TKKS pada <i>CFB gasifier</i> .....	42
<b>Gambar 3-6.</b> Process Flow Diagram (PFD) DME Plant Berbasis Gasifikasi TKKS .....	53
<b>Gambar 3-7.</b> Process Flow Diagram (PFD) Pabrik Metanol.....	56
<b>Gambar 3-8.</b> Block Flow Diagram Proses Sintesis DME atau Metanol Berbasis Gasifikasi TKKS.....	57
<b>Gambar 4-1.</b> Efek temperature gasifier pada syngas yang dihasilkan.....	64
<b>Gambar 4-2.</b> Efek temperature gasifier pada rasio H <sub>2</sub> /CO .....	64
<b>Gambar 4-3.</b> Efek S/B pada produk <i>syngas</i> .....	66
<b>Gambar 4-4.</b> Efek S/terhadap H <sub>2</sub> /CO .....	67
<b>Gambar 4-5.</b> Efek ER pada produk <i>syngas</i> .....	69
<b>Gambar 4-6.</b> Efek ER terhadap rasio H <sub>2</sub> /CO.....	69

<b>Gambar 4-7.</b> Efek <i>gasyfying agent</i> pada <i>syngas</i> yang dihasilkan.....	71
<b>Gambar 4-8.</b> Sankey Diagram untuk Energy Balance pabrik DME.....	76
<b>Gambar 4-9.</b> BEP Pabrik DME .....	87
<b>Gambar 4-10.</b> Prediksi kelayakan pada kapasitas yang ditingkatkan.....	90

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2-1.</b> Hasil analisis proksimat beberapa biomassa .....	12
<b>Tabel 2-2.</b> Hasil analisis ultimat beberapa biomassa.....	12
<b>Tabel 2-3.</b> Analisis proksimat dan ultimat dari beberapa sumber PKS.....	14
<b>Tabel 2-4.</b> Karakteristik Pellet TKKS .....	16
<b>Tabel 2-5.</b> Perbandingan beberapa jenis <i>gasifier</i> .....	18
<b>Tabel 2-6.</b> Beberapa Jenis Gasifier CFB .....	20
<b>Tabel 2-7.</b> Sifat Fisika dan Kimia dari beberapa jenis bahan bakar .....	23
<b>Tabel 2-8.</b> Reaksi-reaksi pada sintesis DME satu tahap.....	24
<b>Tabel 3-1.</b> <i>Ultimate Analysis as received and dry ash free</i> .....	39
<b>Tabel 3-2.</b> Reaksi dalam CFB Gasifier.....	40
<b>Tabel 3-3.</b> Paramater Operasi <i>HTW Winkler Gasifier</i> .....	44
<b>Tabel 3-4.</b> Parameter Operasi Simulasi Gasifikasi pada CFB Gasifier.....	46
<b>Tabel 4-1.</b> Neraca Massa <i>CFB Gasifier</i> .....	61
<b>Tabel 4-2.</b> Perbandingan Komposisi <i>Producer Gas</i> Referensi dengan Model ....	62
<b>Tabel 4-3.</b> Neraca Massa Input Pabrik DME .....	73
<b>Tabel 4-4.</b> Neraca Massa Output Pabrik DME.....	73
<b>Tabel 4-5.</b> Neraca Massa Keseluruhan DME Plant.....	75
<b>Tabel 4-6.</b> Efisiensi Energi Keseluruhan DME Plant.....	75
<b>Tabel 4-7.</b> Permintaan Energi Listrik Pabrik DME.....	77
<b>Tabel 4-8.</b> Energi Listrik yang dihasilkan Pabrik DME.....	78
<b>Tabel 4-9.</b> Kebutuhan Utilitas Pabrik DME.....	78
<b>Tabel 4-10.</b> Neraca Massa Pabrik Metanol hasil simulasi .....	80
<b>Tabel 4-11.</b> Efisiensi Energi Pabrik Metanol .....	81

<b>Tabel 4-12.</b> Konsumsi Energi Listrik Pabrik Metanol .....	81
<b>Tabel 4-13.</b> Pembangkitan Listrik Pabrik Metanol .....	82
<b>Tabel 4-14.</b> Estimasi biaya komponen pabrik DME berbasis gasifikasi TKKS .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
<b>Tabel 4-15.</b> Komponen Biaya Investasi .....	85
<b>Tabel 4-16.</b> Biaya Operasi .....	86
<b>Tabel 4-17.</b> Parameter kelayakan pabrik DME pinjaman dalam negeri .....	88
<b>Tabel 4-18.</b> Parameter kelayakan pinjaman luar negeri .....	88

## DAFTAR SINGKATAN DAN LAMBANG

SINGKATAN	Nama	Pemakaian pertama kali pada halaman
DME	Dimethyl Ether	2
LPG	Liquefied Petroleum Gas	2
MeOH	Metanol	3
TKKS	Tandan Kosong Kelapa Sawit	3
CPO	Crude Palm Oil	3
CFB	Circulating Fluidized Bed	7
TBS	Tandan Buah Segar	12
DAF	Dry Ash Free	14
BFB	Bubbling Fluidized Bed	19
HTW	High Temperature Winkler	19
JFE	Japan Fe Engineering	24
WGS	Water Gas Shift	24
ISBL	Inside Battery Limit	26
OSBL	Outside Battery Limit	26
NPV	Net Present Value	26
IRR	Internal Rate of Return	27
MARR	Minimum Acceptable Rate of Return	27
PBP	Pay Back Period	28
MS	Marshall and Swift	28
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index	28
BFD	Block Flow Diagram	38
PFD	Process Flow Diagram	38
SBM	Simulation Basis Manager	39
HHV	High Heating Value	44
CGE	Cold Gas Efficiency	44

ER	Equivalence Ratio	45
S/B	Steam to Biomass Ratio	45
DLF	Dry Length Fiber	48
ICE	Internal Combustion Engine	52
FOB	Free on Board	58
MEA	Monoethanolamine	58
ASU	Air Separation Unit	82
TPC	Total Plant Cost	83

#### LAMBANG

CO	Karbon Monoksida	2
H <sub>2</sub>	Hidrogen	2
CH <sub>4</sub>	Metana	2
CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	Dimethyl Ether	2
CH <sub>3</sub> OH	Metanol	3
O <sub>2</sub> /O	Oksigen	8
C	Carbon	11
H	Hidrogen	11
N	Nitrogen	14
S	Sulfur	14
R-134a	Refrigerant	22
CFC	Refrigerant	22
H <sub>2</sub> O	Air/steam	22
CO <sub>2</sub>	Karbon Dioksida	24
X <sub>N</sub>	Cashflow di tahun ke – N	27
I	Discount rate	27
X <sub>t</sub>	Cash flow di tahun ke T	27
H <sub>2</sub> S	Asam Sulfida	38
NH <sub>3</sub>	Ammonia	38
	Rumus Kimia TKKS	39

C<sub>4.306</sub> H<sub>6.176</sub> O<sub>2.587</sub>N<sub>0.048</sub> S<sub>0.003</sub>

$\dot{m}_{gas}$	laju aliran gas produk dalam kg / jam	45
$\dot{m}_{fuel}$	adalah laju aliran Biomassa TKKS dalam kg / jam	45
$\dot{M}_{steam\ inlet\ gasifier}$	Aliran molar dari steam inlet ke gasifier	46
$\dot{M}_{biomass\ inlet\ gasifier}$	Aliran molar dari biomassa inlet ke gasifier	46
$\dot{m}_{oxygen}$	Inlet oksigen yang sebenarnya untuk gasifier	46
$\dot{m}_{oxygen\ stoichiometri}$	massa oksigen masuk untuk pembakaran stoikiometri dalam <i>gasifier</i>	46
V	Volume reaktor	49
$t_R$	Waktu tinggal	49
Q	Laju alir reaktor	49
$S_A$	biaya peralatan yang diketahui memiliki ukuran kapasitas $S_A$ (unit yang sama dengan $S_B$ )	59
$S_B$	ukuran kapasitas (bisa berupa unit apa saja, massa, liter, kW, dan lainnya)	59
$C_A$	biaya peralatan yang diketahui memiliki ukuran $S_A$	59
$C_B$	biaya peralatan yang diketahui memiliki ukuran $S_B$	59

**DAFTAR LAMPIRAN**

<b>Lampiran 1.</b> Paper 4th ICStar 2018 .....	107
<b>Lampiran 2.</b> Paper 3rd I-Trec 2018 .....	114
<b>Lampiran 3.</b> Paper1 1st BIC 2018 .....	124
<b>Lampiran 4.</b> Paper2 1st BIC 2018 .....	131
<b>Lampiran 5.</b> Hasil Sizing Peralatan .....	143
<b>Lampiran 6.</b> Detail Biaya Operasi .....	157
<b>Lampiran 7.</b> Aliran Kas .....	159



## BAB 1

# Pendahuluan

### 1.1 Latar Belakang

Kebutuhan untuk energi terbarukan yang sesuai untuk digunakan di Indonesia sangat mendesak, terutama untuk sebagai alternatif sumber energi fossil yang cadangannya makin lama makin berkurang dan merupakan sumber utama pencemaran. Dari beberapa alternatif energi terbarukan yang tersedia, energi terbarukan dari biomassa sangat mempunyai potensi besar untuk dikembangkan di Indonesia. Secara total potensi biomassa di Indonesia adalah sekitar 32 Gwe, dan pemanfaatan baru sekitar 1.740,40 GWe atau 5,4 % dari total potensi [1].

Salah satu Pemanfaatan biomassa sebagai sumber energi adalah melalui proses gasifikasi. Gasifikasi merupakan suatu proses termokimia yang mengubah biomassa menjadi gas mampu bakar yang disebut *producer gas* atau *synthetic gas* yang disebut juga *syngas*. *Syngas* merupakan campuran gas mampu bakar yang terutama terdiri atas Hidrogen (H<sub>2</sub>), Karbon Monoksida (CO), dan Metana (CH<sub>4</sub>) [2]. *Syngas* merupakan bahan baku untuk kebanyakan produk bahan Kimia lainnya, seperti Metanol, Ammonia, dan *Dimethyl Ether* (DME).

DME merupakan eter yang paling sederhana, dengan formula kimia CH<sub>3</sub>OCH<sub>3</sub>. Sifat fisik DME serupa dengan gas-gas petroleum cair atau LPG (yaitu propana dan butana). DME terbakar dengan api biru yang terlihat jelas. Tidak seperti gas alam ataupun LPG, DME tidak memerlukan penambahan bau karena

memiliki DME memiliki bau seperti eter yang manis [3]. DME dapat digunakan sebagai bahan bakar untuk mesin Diesel yang menggunakan bahan bakar Diesel, karena karakteristik DME yang mempunyai *cetane* number pada angka yang lebih tinggi dari bahan bakar diesel biasa dan juga karakteristik *self-ignition* yang membuatnya cocok untuk digunakan sebagai bahan bakar untuk mesin Diesel, dengan beberapa modifikasi pada sistem distribusi bahan bakar untuk menyesuaikan wujud DME yang merupakan gas pada temperatur ruang [4]. DME juga dapat digunakan sebagai bahan bakar substitusi LPG, karena karakteristiknya yang sama dengan LPG [5].

Metanol sebagai produk yang dapat diturunkan dari syngas. Metanol memiliki rumus kimia  $\text{CH}_3\text{OH}$  dan sering disingkat MeOH. Metanol merupakan senyawa beracun, ringan, tidak berwarna, mudah menguap, dan cairan yang mudah terbakar dengan bau khas yang seperti etanol. Dosis Lethal Methanol jika diminum adalah 100 ml, dan 10 ml dapat menyebabkan kebutaan [6]. Metanol dapat digunakan sebagai bahan bakar, dapat digunakan sebagai stok campuran bensin, bahan bakar bunker untuk kapal, reaktan reaksi pembuatan bio-diesel, bahan bakar untuk pembangkit listrik, dan umpan untuk proses kimia lebih lanjut [7].

Dalam penelitian ini, biomassa yang dipilih sebagai bahan baku dalam pembuatan DME ataupun Metanol adalah biomassa dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS). Pemilihan tandan kosong kelapa sawit didasari oleh fakta bahwa pada saat ini Indonesia merupakan penghasil minyak kelapa sawit terbesar di dunia [8] dan sejalan dengan hal tersebut bisa dikatakan limbah yang dihasilkan juga sangat besar, termasuk di dalamnya TKKS. Setiap kilogram CPO atau *Crude Palm Oil* yang diproduksi, akan dihasilkan 4 kg biomassa kering. Sepertiga dari biomassa

ini adalah tandan kosong dan selebihnya adalah daun dan batang kelapa sawit [9]. Dengan hasil 36 juta ton Palm Oil setiap tahunnya, maka hasil biomassa TKKS yang dihasilkan akan setara dengan 48 juta ton setiap tahunnya [10]. Dengan potensi sebesar 48 juta ton biomassa TKKS yang belum dimanfaatkan maka diperlukan suatu penelitian pendahuluan mengenai pemanfaatan TKKS melalui proses gasifikasi menjadi produk *syngas* dan turunannya.

## 1.2 Perumusan Masalah

1. Apakah simulasi dan pemodelan gasifikasi biomassa dapat dilakukan dengan menggunakan bantuan simulator proses Aspen Hysys?
2. Berapakah DME yang dapat dihasilkan dari sejumlah tertentu umpan masuk TKKS?
3. Berapakah Metanol yang dapat dihasilkan dari sejumlah tertentu umpan masuk TKKS?
4. Peralatan proses apa saja yang terlibat untuk produksi DME maupun Metanol?
5. Parameter-parameter operasi apa yang menentukan proses produksi DME maupun Metanol?
6. Apakah analisis tekno ekonomi pada konstruksi pabrik DME memberikan hasil kelayakan secara ekonomi?

### 1.3 Tujuan Penelitian

1. Menganalisis dan mengkaji pemanfaatan TKKS untuk menghasilkan syngas, bahan kimia turunannya dan bahan bakar.
2. Mensimulasikan gasifikasi TKKS.
3. Analisis neraca massa dan energi dari konfigurasi proses pabrik DME dan Metanol yang disimulasikan.
4. Memperoleh rasio biomassa sebagai bahan baku terhadap *yield* atau produk DME maupun Metanol yang dihasilkan dan efisiensi energi pada proses.
5. Memperoleh parameter kelayakan dari hasil analisis tekno-ekonomi untuk pabrik DME.

### 1.4 Ruang Lingkup Penelitian

Tesis Pada penulisan tesis ini dilakukan pembatasan-pembatasan seperti berikut:

1. Bahan baku pabrik bio DME merupakan tandan kosong kelapa sawit yang diasumsikan merupakan limbah dari mill kelapa sawit dengan kapasitas 6,16 ton per jam.
2. Pabrik Bio-DME dan fasilitas pendukung lainnya dibangun pada lokasi yang sama dengan pabrik Kelapa Sawit.
3. Diasumsikan produk bio-DME yang dihasilkan siap untuk dipasarkan, begitu keluar dari pabrik.

4. Perancangan peralatan dan spesifikasinya dihitung untuk mendapatkan harga perkiraan pembelian peralatan.
5. Utilitas pabrik yang dihitung termasuk pada utilitas yang berhubungan langsung dengan peralatan utama dari pabrik bio-DME.
6. Analisis ekonomi dihitung menggunakan prinsip – prinsip estimasi biaya yang umum berlaku.
7. Penentuan kelayakan ekonomi dan sensitivitas didasarkan hanya pada indikator yang telah dihitung dan dianalisis diantaranya IRR dan NPV, dan PBP.

## **1.5 Kerangka Penelitian**

Kerangka penelitian yang digunakan dalam penyusunan tesis ini adalah sebagai berikut:

### **BAB I : PENDAHULUAN**

Terdiri dari latar belakang, tujuan penulisan, batasan masalah, langkah perancangan, dan sistematika penulisan.

### **BAB II : TINJAUAN PUSTAKA**

Berisi tinjauan tentang produk dan bahan baku, ulasan dari beberapa penelitian yang sudah dilakukan, serta tinjauan proses secara umum.

### **BAB III : METODOLOGI PENELITIAN**

Berisi metodologi yang dilakukan dalam penelitian, termasuk di dalamnya adalah urutan proses simulasi dan perhitungan yang dilakuka.

#### BAB IV: HASIL DAN DISKUSI

hasil simulasi gasifikasi di dalam *Circulating Fluidized Bed (CFB) gasifier*, hasil simulasi pabrik Metanol, hasil simulasi pabrik DME, termasuk di dalamnya adalah neraca massa dan energi, perhitungan desain peralatan dan biaya peralatan, dan studi kelayakan investasi pabrik DME yang meliputi analisis biaya investasi dan produksi, dan perhitungan keekonomian beserta skenarionya.

#### BAB VI: PENUTUP

Berisi kesimpulan dan saran.

#### LAMPIRAN

Berisi paper yang menjadi ruang lingkup pembahasan.

## BAB 2

# Tinjauan Pustaka

### 2.1 *State of The Art* Pembuatan DME dan Metanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS)

Beberapa studi yang terkait dengan pemanfaatan TKKS sebagai sumber energi terbarukan dari biomassa sudah banyak dilakukan, beberapa diantaranya adalah pembuatan *pellet* biomassa sebagai umpan masuk reaktor gasifikasi dan atau boiler [11]–[13], TKKS menjadi produk *bio-oil* melalui reaksi pirolisis [14], konversi TKKS menjadi *bio-Syngas* pada *fluidized bed reactor* [15], *Pyrolysis catalytic cracking* untuk menghasilkan *bio-syngas*[16], dan pemanfaatan TKKS pada *entrained flow gasifier pilot scale* dengan menggunakan *gasifying agent steam* dan O<sub>2</sub> (oksigen) [17]. Dari beberapa studi tersebut, belum ada satupun yang secara spesifik membahas pemanfaatan TKKS menjadi DME. Satu - satunya studi yang mengkaitkan TKKS sebagai bahan baku DME dilakukan oleh [8] yang fokus pada mengenai analisis parametrik pembuatan DME dengan bahan baku TKKS, dengan parameter yang dianalisis adalah temperatur, tekanan, *Oxygen to Biomass ratio*, dan *Steam to Biomass Ratio* terhadap *yield DME*.

Selain berbahan baku TKKS, berbagai jenis biomassa juga dapat dijadikan bahan baku pembuatan DME. Penelitian tersebut sudah dilakukan [18] yang membahas mengenai analisis tekno-ekonomi pembuatan bio-DME melalui proses gasifikasi biomassa yang di-torefaksi, dan penelitian yang dilakukan oleh [19]

dengan pembahasan mengenai perbandingan estimasi biaya pendirian pabrik beberapa jenis produk turunan *syngas*. Berdasarkan dua studi tersebut, pemanfaatan biomassa untuk bahan baku DME sudah mempunyai landasan yang cukup kuat untuk digunakan sebagai referensi studi lanjutan pemanfaatan TKKS menjadi DME melalui proses gasifikasi.

Kegunaan utama DME adalah untuk substitusi bahan bakar seperti minyak solar (*diesel fuel*) dan LPG [21]. Penggunaan DME sebagai sumber energi alternatif yang berasal dari sumber terbarukan menerima banyak dukungan positif dari berbagai negara di dunia. Beberapa proyek pembangunan kilang bio-DME dan penggunaan DME sedang berlangsung dan beberapa sedang direncanakan di negara-negara seperti RRC, Mesir, India, Jepang, Korea, Uzbekistan, Vietnam, dan Indonesia [22].

Potensi DME di Indonesia sangat besar, terutama dalam menggantikan atau mengurangi peran LPG sebagai bahan bakar dalam rumah tangga di Indonesia. Penggunaan LPG sebagai bahan bakar rumah tangga secara kasat mata dapat terlihat di hampir semua wilayah Indonesia, terutama setelah adanya kebijakan pemerintah untuk menggantikan bahan bakar kerosin dengan LPG. Perkembangan pasar ini menciptakan kesempatan yang besar pada industri pengolahan LPG, termasuk alternatif pengganti LPG dari sumber energi terbarukan yaitu bio-DME. Secara teknis, karakteristik DME mirip dengan LPG, karenanya, penyimpanan, penanganan, dan transportasi DME akan sama dengan LPG karena kemiripan secara teknis tersebut. DME yang berupa gas pada temperatur dan tekanan ruang dapat ditekan dan disimpan dalam tabung bertekanan 5 bar yang serupa dengan penyimpanan LPG [23].

Selanjutnya, selain menjadi DME, TKKS juga dapat dikonversi untuk menjadi bahan baku proses pembuatan Metanol. Dalam penelitian ini, TKKS dimurnikan dan diproses lebih lanjut untuk mendapatkan Metanol. Metanol memiliki rumus kimia  $\text{CH}_3\text{OH}$  dan sering disingkat MeOH. Kegunaan utama metanol adalah sebagai bahan bakar, dapat digunakan sebagai campuran bensin, bahan bakar bunker untuk kapal, reaktan reaksi pembuatan bio-diesel, bahan bakar untuk pembangkit listrik, dan umpan untuk proses kimia lebih lanjut [7].

Beberapa studi tentang simulasi proses gasifikasi biomassa untuk menjadi Metanol sudah cukup banyak dilakukan seperti studi mengenai produksi Metanol pada *two stage fluidized bed gasifier* [24], analisis tekno ekonomi produksi Metanol di pabrik *pulp and paper* pada *entrained bed gasifier* [25], simulasi produksi Metanol pada *connecting bed gasifier* [26], pemodelan biaya produksi Metanol melalui gasifikasi [27], dan analisis tekno-ekonomi produksi metanol dari residu biomassa minyak sawit [28]. Meskipun sudah ada cukup studi mengenai konversi biomassa menjadi Metanol, tetapi studi yang secara spesifik membahas pemanfaatan TKKS menjadi metanol melalui proses gasifikasi belum dilakukan.

Berdasarkan beberapa referensi di atas mengenai studi pemanfaatan biomassa TKKS menjadi DME maupun Metanol, studi lebih lanjut mengenai pemanfaatan biomassa TKKS menjadi DME maupun Metanol melalui jalur proses gasifikasi masih harus dilakukan. Salah satu studi lebih lanjut yang dilakukan dituangkan dalam tesis ini, dengan tujuan untuk menganalisis pemanfaatan TKKS melalui proses gasifikasi dengan *circulating fluidized bed (CFB) gasifier* untuk menghasilkan DME dan Metanol.

## 2.2 Biomassa

### 2.2.1 Definisi Umum

Biomassa merupakan seluruh hal yang berkaitan dengan massa makhluk hidup, termasuk tanaman, limbah organik dari makhluk hidup [29]. Biomassa mengandung selulosa, hemiselulosa, dan lignin. Selulosa merupakan polimer glukosa yang tidak bercabang. Hemiselulosa merupakan suatu polimer gula yang terdiri atas berbagai jenis gula. Lignin merupakan molekul kompleks yang tersusun dari unit *phenylpropane* yang terikat di dalam struktur tiga dimensi dan merupakan material paling kuat di dalam biomassa. Lignin memiliki rasio C (*Carbon*) terhadap O dan H terhadap O yang paling besar jika dibandingkan dengan komponen penyusun biomassa lainnya. Hal tersebut membuat lignin kayu mempunyai potensi yang lebih tinggi untuk proses oksidasi atau proses pembakaran [29].

Analisis proksimat dan ultimat biasa digunakan untuk mengetahui kandungan – kandungan tertentu pada biomassa. Analisis proksimat yang merupakan analisis yang digunakan untuk mengetahui kandungan air, abu, *volatile matters*, dan *fixed carbon* pada biomassa. Analisis proksimat berfungsi untuk mengetahui rasio material yang terkandung pada biomassa yang dapat terbakar (*volatile matters dan fixed carbon*) terhadap material yang tidak dapat terbakar (kadar air dan abu) [30] dan analisis ultimat digunakan untuk mengetahui kandungan unsur-unsur kimia penyusun dari suatu biomassa. Tabel 2-1 berikut menunjukkan beberapa hasil analisis proksimat dari beberapa biomassa, dan tabel 2-2 menunjukkan hasil analisis ultimat beberapa jenis biomassa.

**Tabel 2-1.** Hasil analisis proksimat beberapa biomassa

<b>Jenis Biomassa</b>	<b>Kandungan air (% wt)</b>	<b>Abu (% wt)</b>	<b>Volatile matters (% wt)</b>	<b>Fixed Carbon (%)</b>
Jerami	11,98	17,42	56,48	14,12
Sekam	7,78	21,84	57,05	13,33
Kayu Kamper	15,52	1,21	68,22	15,05
Kayu Karet	10,85	4,29	69,76	15,1
Serabut Kelapa	10,27	3,27	62,64	23,82
Bagas	8,76	1,34	75,94	13,96
TKKS	14,43	5,02	68,26	12,29

Sumber: [29] dan [31]

**Tabel 2-2.** Hasil analisis ultimat beberapa biomassa

<b>Jenis Biomassa</b>	<b>Carbon (%wt)</b>	<b>Hidrogen (%wt)</b>	<b>Nitrogen (%wt)</b>	<b>Belerang (%wt)</b>	<b>Oksigen (%wt)</b>
Jerami	36,48	4,7	0,61	0,09	40,7
Sekam	35,18	4,46	0,15	0,01	38,36
Kayu Kamper	45,67	5,74	0,12	Trace	47,26
Kayu Karet	45,62	5,57	0,72	0,04	43,76
Serabut Kelapa	46,87	5,77	0,04	0,08	43,97
Bagas	46,1	6,1	0,11	0,17	46,18
TKKS	45,94	5,64	3,99	0,14	12,01

Sumber: [29] dan [31]

### 2.2.2 Tandan Kosong Kelapa Sawit

Tandan kosong kelapa sawit (TKSS) merupakan limbah dari hasil produksi minyak kelapa sawit mentah (*crude palm oil*). Setelah memanen tandan buah segar kelapa sawit (TBS) dari pohon kelapa sawit, TBS kemudian melalui proses sterilisasi. Kemudian TBS yang sudah melalui proses sterilisasi melewati penghancur *rotary drum* untuk memisahkan buah yang sudah di-sterilisasi dengan tandan buahnya. Tandan tanpa buah ini yang disebut tandan kosong kelapa sawit (TKKS). Tandan kosong kelapa sawit biasanya dibuang begitu saja sebagai limbah, dan digunakan sebagai pupuk atau kompos. Buah sawit yang sudah dipisahkan kemudian melalui proses ekstraksi minyak dan mengalami pemisahan lagi di *screw*

*type press*. Keluaran dari *screw type press* merupakan biji sawit dan serat yang kemudian dipisahkan lagi satu sama lainnya dengan *cyclone separator*. Sesudah dipisahkan melalui *cyclone separator*, bijih sawit terbagi menjadi cangkang dan kernel. Kernel kemudian diproses lagi untuk diekstrak minyak yang terkandung di dalamnya. Serat dan cangkang tidak digunakan untuk proses ekstraksi minyak, dan serat dan cangkang dikategorikan sebagai limbah. Terdapat sekitar 20 ton sampai dengan 22 ton tandan kosong kelapa sawit, 14 ton serat, dan 5 ton cangkang dihasilkan setiap 100 ton tandan buah sawit segar [32]. Jika dilihat dari jumlah CPO atau *Crude Palm Oil* yang dihasilkan, setiap ton CPO yang diproduksi dari tandan buah segar kelapa sawit, diperkirakan terdapat 1 ton TKKS, 0,7 ton serat/fiber, 0,3 ton kernel, dan 0,3 ton cangkang yang dihasilkan [30]. Gambar 2.1 berikut merupakan ilustrasi dari tandan buah segar kelapa sawit beserta bagian-bagiannya.



**Gambar 2-1.** Tandan kosong kelapa sawit

Sumber: [32]

TKSS merupakan tandan yang kering berwarna kecoklatan dan mempunyai bentuk tidak seragam serta densitas curah yang rendah. Panjang dan lebarnya tergantung dari ukuran tandan buah segar dan bervariasi dari ukuran 17 sampai 30 cm untuk panjang dan 25 sampai 35 cm untuk lebar [32]. Komposisi dan *property*

dari TKKS sangat bervariasi dan tergantung dari jenis tanaman kelapa sawit sebagai sumber TKKS, tetapi biasanya tidak terlalu banyak perbedaannya. Tabel 2-3 menunjukkan hasil analisis proksimat dan ultimat TKKS berdasarkan [31]. Dari tabel 2-3, analisis proksimat dan ultimat dari PKS Tinjowan akan digunakan untuk spesifikasi input biomassa TKKS (*hypothetical component* pada *hysys*) dengan basis *dry ash free* (DAF).

**Tabel 2-3.** Analisis proksimat dan ultimat dari beberapa sumber PKS

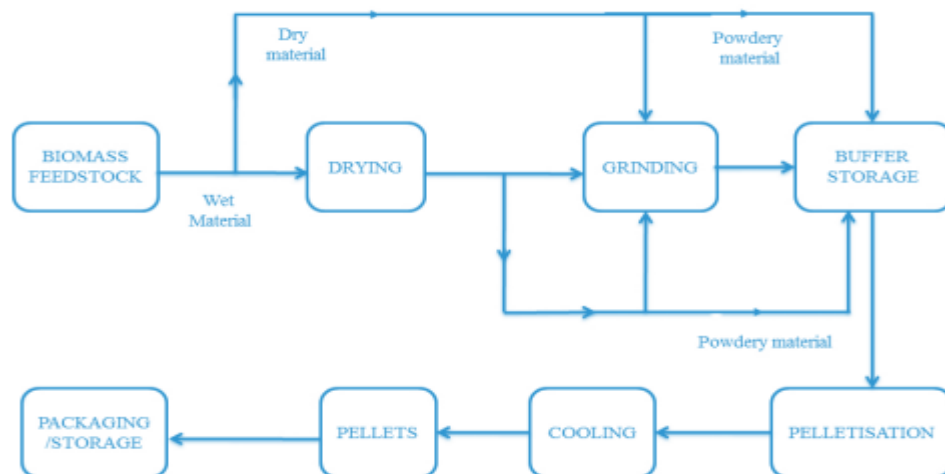
Sumber TKKS		Tandun	Dolok Ilir#1	Dolok Ilir#2	Tinjowan
<b>Proximate analysis</b>					
Kadar air	% wt.	14,43	56,79	33,31	44,60
Kadar abu	% wt.	5,02	2,34	3,2	3,26
Volatile matter	% wt.	68,26	34,29	53,44	42,20
Fixed Carbon	% wt.	12,29	6,58	10,06	9,94
<b>Ultimate Analysis</b>					
C	%wt.	45,94	24,89	35,18	26,94
H	%wt.	5,64	3,9	4,8	3,22
O	%wt.	12,01	12,01	23,39	21,58
N	%wt.	3,99	0,00	0,00	0,35
S	%wt.	0,14	0,07	0,13	0,05
Kadar air	%wt.	14,43	56,79	33,31	44,60
Kadar abu	%wt.	5,02	2,34	3,20	3,26
Nilai Kalor, HHV (kcal/kg)	Kcal/kg	4702	2382	3718	2460

Sumber: [31]

### 2.2.3 Pre-Treatment Biomassa

Sebelum proses gasifikasi dilakukan, biomassa mentah dalam bentuk apapun perlu untuk melewati proses *pre-treatment*. *Pre-treatment* yang dimaksud dalam proses gasifikasi mencakup pengeringan dan *pelletizing* atau pembuatan pelet. Proses *pre-treatment* biomassa biasanya dapat mengurangi kadar air sampai ke 10% berat di dalam *rotary drum dryers* [33].

Proses *pre-treatment* ini merupakan proses yang terdiri atas beberapa bagian, seperti *granulator*, *dryer*, *hammermill*, dan *pelletizer*. Dalam bentuk *pellet*, biomassa atau dalam hal ini adalah TKKS memiliki densitas energi yang lebih besar, mengurangi problem *bridging* pada *gasifier* yang menggunakan biomassa dengan ukuran yang tidak seragam [13]. Aspek lain yang tidak kalah penting yang berhubungan dengan pellet TKKS adalah kesuksesannya ketika digunakan untuk umpan masukan lebih mudah ke unit *gasifier* dan kendali proses gasifikasi menjadi lebih mudah [13]. Menurut [32] dengan *pelletizing*, densitas curah dari TKKS bertambah hampir tiga kali setelah proses pembuatan pellet. Gambar 2.2 menunjukkan diagram alir proses *pelletizing*. Tabel 2-4 menunjukkan *properties* dari pellet biomassa TKKS setelah *pre-treatment* yang akan digunakan pada perhitungan energi dan *sizing* peralatan pada bagian *pre-treatment* pembuatan *pellet*.



**Gambar 2-2.** Diagram Alir Proses Pembuatan Pellet Biomassa

Sumber: [34]

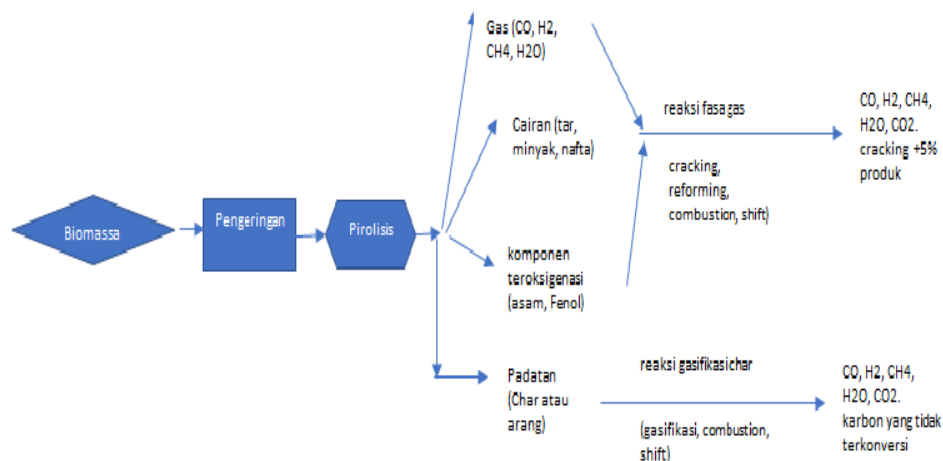
Tabel 2-4. Karakteristik Pellet TKKS

Parameter Fisik Pellet	TKKS $\Phi$ 8mm	TKKS $\Phi$ 6mm
Diameter (mm)	7,89 $\pm$ 0,36	6,05 $\pm$ 0,09
Panjang (mm)	11,0 $\pm$ 0,96	12,0 $\pm$ 2,3
Massa (g)	0,56 $\pm$ 0,08	0,40 $\pm$ 0,11
Densitas partikel (kg/m <sup>3</sup> )	1.040 $\pm$ 62	1.152 $\pm$ 154
Densitas curah (kg/m <sup>3</sup> )	~580	~630
Kadar air (%)	~11	~11

Sumber: [13]

### 2.2.4 Gasifikasi Biomassa

Gasifikasi merupakan suatu proses yang konversi biomassa menjadi gas mampu bakar yang disebut *producer gas* (CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, dll) dengan menggunakan sedikit udara. Pembakaran yang terjadi adalah pembakaran tidak sempurna. Gambar 2.4 berikut adalah tahapan-tahapan reaksi gasifikasi biomassa yang sudah diolah kembali dari referensi [16].



Gambar 2-3. Skema Reaksi Gasifikasi

Berdasarkan gambar 2.3, reaksi gasifikasi melibatkan beberapa rangkaian reaksi kimia seperti : pengeringan, pirolisis, proses pembakaran, proses gasifikasi, dan proses tambahan seperti reaksi perpindahan fasa gas dan air. Pada intinya

jumlah yang terbatas dari oksigen atau udara dimasukkan ke dalam reaktor gasifikasi supaya biomass terbakar untuk memproduksi karbon dioksida dan energi, yang selanjutnya akan memicu reaksi konversi biomassa menjadi hidrogen dan karbon dioksida tambahan. Reaksi lanjutan terjadi ketika karbon monoksida yang terbentuk dan air residu dari biomassa menghasilkan metana dan karbon dioksida berlebih. Reaksi pembentukan tersebut terjadi dengan baik pada reaktor gasifikasi dengan *residence time* atau waktu tinggal yang cukup lama untuk biomassa, temperatur, dan juga tekanan.

*Gasifier* atau reaktor gasifikasi adalah alat dimana proses gasifikasi berlangsung. Hasil yang keluar dari *gasifier* dalam bentuk gas yang disebut *producer gas* atau disebut juga *syngas*. Secara umum, *gasifier* dapat dibagi menjadi tiga jenis utama, yaitu *fixed atau moving bed*, *fluidized bed*, dan *entrained flow* [2]. Secara singkat, perbandingan dari beberapa *gasifier* di atas dapat disajikan pada tabel 2-5.

Pada penelitian untuk simulasi proses dan perhitungan ekonomi ini jenis *gasifier* yang akan digunakan adalah jenis *circulating fluidized bed gasifier*. Menurut [35], *fluidized bed gasifier* merupakan jenis *gasifier* yang paling cocok untuk produksi *bio-syngas* yang kemudian dikonversi lagi menjadi bahan bakar. Menurut [36] *fluidized bed gasifier* mempunyai keunggulan dalam hal pencampuran gas dan padatan yang lebih efisien, laju reaksi dan konversi yang meningkat, dan kandungan tar yang lebih rendah pada *producer gas* atau *raw syngas* yang dihasilkan. Terdapat dua jenis *fluidized bed gasifier*, yaitu *bubbling fluidized bed (BFB)* dan *circulating fluidized bed (CFB)*. Menurut [2] *CFB gasifier* cukup menarik untuk diaplikasikan terhadap biomassa dibandingkan *BFB gasifier*

yang pada saat pertama kali dikembangkan digunakan untuk gasifikasi batubara. CFB *gasifier* mempunyai waktu tinggal (*residence time*) yang lebih lama dan cocok untuk diaplikasikan untuk umpan masuk dengan kadar *volatile* tinggi [2], sementara itu biomassa mempunyai kadar *volatile* yang lebih tinggi jika dibandingkan dengan batubara [37]. Ada beberapa jenis CFB *gasifier* yang sudah dikembangkan, seperti, *Foster Wheeler*, *Andritz Carbona gasifier*, *Rentech* dan *Metso Power*, [38], selain itu jenis CFB *gasifier* lainnya yang sudah berada pada tahapan komersial adalah *CFB HTW Winkler gasifier* [39]. Rangkuman beberapa jenis *gasifier* CFB yang dikembangkan oleh beberapa produsen ditampilkan pada tabel 2-7 berdasarkan [38], [40] dan [41].

**Tabel 2-5.** Perbandingan beberapa jenis *gasifier*

Parameter	<i>Fixed/ Moving Bed</i>	<i>Fluidized Bed</i>	<i>Entrained Bed</i>
Ukuran Umpan Masuk	<51 mm	<6mm	<0.15 mm
Toleransi terhadap ukuran umpan masuk	Terbatas	Baik	Sangat Baik
Toleransi kekasaran umpan masuk	Sangat Baik	Baik	Buruk
Temperatur gas keluar	450 - 650 deg C	800 - 1000 deg C	>1260 deg C
Kebutuhan Oksidan	Rendah	Sedang	Tinggi
Zona temperatur reaksi	1090 deg C	800 - 1000 deg C	1990 deg C
Kebutuhan Uap Air	Tinggi	Sedang	Rendah
Karakteristik Abu yang diproduksi			
Efisiensi gas dingin	80%	89%	80%
Aplikasi	Kapasitas kecil	Kapasitas sedang	Kapasitas besar
Permasalahan	Produksi tar tinggi	konversi karbon	Pendinginan

Sumber :[2]

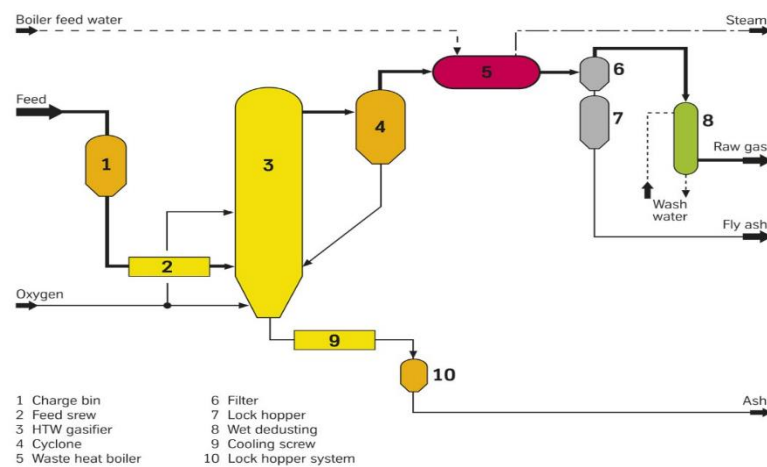
Pada penelitian untuk simulasi proses dan perhitungan ekonomi ini jenis *gasifier* yang akan digunakan adalah jenis *circulating fluidized bed gasifier*. Menurut [35] , *fluidized bed gasifier* merupakan jenis *gasifier* yang paling cocok untuk produksi *bio-syngas* yang kemudian dikonversi lagi menjadi bahan bakar.

Menurut [36] *fluidized bed gasifier* mempunyai keunggulan dalam hal pencampuran gas dan padatan yang lebih efisien, laju reaksi dan konversi yang meningkat, dan kandungan tar yang lebih rendah pada *producer gas* atau *raw syngas* yang dihasilkan. Terdapat dua jenis *fluidized bed gasifier*, yaitu *bubbling fluidized bed (BFB)* dan *circulating fluidized bed (CFB)*. Menurut [2] *CFB gasifier* cukup menarik untuk diaplikasikan terhadap biomassa dibandingkan *BFB gasifier* yang pada saat pertama kali dikembangkan digunakan untuk gasifikasi batubara. *CFB gasifier* mempunyai waktu tinggal (*residence time*) yang lebih lama dan cocok untuk diaplikasikan untuk umpan masuk dengan kadar *volatile* tinggi [2], sementara itu biomassa mempunyai kadar *volatile* yang lebih tinggi jika dibandingkan dengan batubara [37]. Ada beberapa jenis *CFB gasifier* yang sudah dikembangkan, seperti, *Foster Wheeler, Andritz Carbona gasifier, Rentech dan Metso Power*, [38], selain itu jenis *CFB gasifier* lainnya yang sudah berada pada tahapan komersial adalah *CFB HTW Winkler gasifier* [39]. Rangkuman beberapa jenis *gasifier CFB* yang dikembangkan oleh beberapa produsen ditampilkan pada tabel 2-6 berdasarkan [38], [40] dan [41].

**Tabel 2-6.** Beberapa Jenis Gasifier CFB

Pengembang	Teknologi	Status	Tahun	Lokasi
Foster Wheeler	CFB pada tekanan atmosferik	Komersial, power plant 60 MWth input	1998	Lahti, Finland
Metso Power	CFB pada tekanan atmosferik	Komersial, power plant 35 MWth input and lime kiln	2002	Sodra Cell Varo Pulp Mill, Swedia
Rentech Silvagas	CFB gasifier 24 tpd	Komersial, untuk synthetic fuels dan power plant	1998	Burlington, Vermont, USA
Andritz Carbona	CFB Gasifier, low pressure	Komersial, Lime Kiln and boiler	1983	Wisaforest OY, Finlandia
		Komersial, Lime Kiln	1985	Norrsundet Bruk AB, Swedia
		Komersial, Lime Kiln	1986	ASSI Karlsborg Bruk, Swedia
		Komersial, Lime Kiln and boiler	1986	Portucell, Rodao Mill, Portugal
HTW Winkler/ Thyssenkrupp Uhde	Pressurized CFB gasifier	Komersial, Syngas for Methanol Komersial, syngas for Ammonia Komersial, 400 MW Power plant	1996	Berrenrath, Jerman Kemira Oy, Oulu,Finlandia Republik Ceko

Konfigurasi proses yang akan digunakan dalam simulasi pada penelitian ini merupakan konfigurasi proses yang dipakai oleh *HTW Winkler gasifier*, karena informasi mengenai *gasifier* ini tersedia lebih banyak, dan *HTW Winkler gasifier* sudah digunakan secara komersial untuk memproduksi metanol yang merupakan bahan baku DME pada proses sintesis tidak langsung [42]. Pendekatan sizing untuk *CFB gasifier* pada penelitian ini dilakukan menurut [43]. Diagram alir proses dengan menggunakan *CFB HTW Winkler gasifier* ditunjukkan pada gambar 2.4.



**Gambar 2-4.** Diagram Alir Proses Gasifikasi dengan HTW Winkler gasifier

Sumber: [39]

## 2.3 *Dimethyl Ether (DME)*

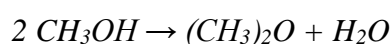
### 2.3.1 Definisi *Dimethyl Ether*

DME atau *Dimethyl Ether* merupakan salah satu senyawa kimia yang diturunkan dari *syngas*. Komposisi *syngas* yang terdiri atas CO dan H<sub>2</sub> terutama digunakan sebagai bahan baku produksi DME, dengan rasio CO terhadap H<sub>2</sub> adalah 1 : 1 [44]. *Syngas* sendiri merupakan produk turunan dari gas alam maupun hasil gasifikasi batubara dan biomassa yang dapat dimanfaatkan untuk berbagai kepentingan, seperti bahan baku untuk pembuatan Ammonia, bahan baku pembuatan pupuk, pembuatan Metanol, Etanol, DME dan sebagainya [45]. DME yang berasal dari biomassa sebagai bahan baku utamanya disebut juga bio-DME.

DME adalah zat *volatile* yang membentuk fase cair ketika bertekanan di atas 0,5 MPa; oleh karena itu, itu umumnya ditangani dan disimpan sebagai cairan.

Selanjutnya, DME secara luas direkomendasikan sebagai aerosol ramah lingkungan dan sebagai *refrigerant*, karena memiliki potensi penipisan ozon nol dan potensi pemanasan global yang lebih rendah dibandingkan dengan chlorofluorocarbons tradisional (CFC, Freon) dan R-134a (HFC-134a). Selain itu, DME dapat juga digunakan sebagai pestisida, agen pemoles, dan agen anti-karat [46].

DME diproduksi dengan reaksi dehidrasi metanol, persamaan reaksi untuk produksi DME melalui dehidrasi metanol adalah sebagai berikut.



Metanol yang diperlukan diperoleh dari *synthesis gas* atau *syngas*. *Syngas* sendiri dapat diperoleh dari gas alam atau dari proses gasifikasi batubara dan biomassa. Untuk mendapatkan DME, *syngas* direaksikan untuk memperoleh Metanol dan kemudian dari Metanol dihasilkan DME. Selanjutnya proses pembuatan DME dari *syngas* juga dapat dilakukan secara langsung tanpa melalui produksi Metanol terlebih dahulu dengan menggunakan bantuan Katalis [47]. Proses pembuatan DME melalui proses pembuatan Metanol disebut *two steps process*, dan proses pembuatan DME secara langsung dari *syngas* disebut *one step process* [47].

Potensi penggunaan DME yang paling besar adalah penggunaannya sebagai *fuel*, dalam hal ini sebagai pengganti LPG dan *Diesel fuel* untuk konsumsi rumah tangga dan industri [21], DME mempunyai potensi menjanjikan untuk dapat digunakan pada mesin diesel, mesin bensin, dan turbin gas. DME mempunyai angka *cetane* sebesar 55 sampai 60, melebihi angka *cetane* minyak solar dari minyak bumi yang berada pada rentang 40 – 53 [48]. Tabel 2-7 menunjukkan

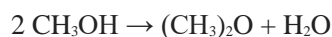
properties fisika dan kimia dari DME jika dibandingkan dengan LPG dan *Diesel fuel* yang diolah kembali dari [48].

**Tabel 2-7.** Sifat Fisika dan Kimia dari beberapa jenis bahan bakar

Property	DME	Diesel	LPG	
			Butana	Propana
Rumus Kimia	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	C <sub>8</sub> sampai C <sub>25</sub> 96 dan lebih	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
Berat Molekul	46,07	besar	58,13	44,11
Tekanan Uap pada 20 °C (bar)	5,1	<0,01	8,4	2,1
Temperatur didih (°C)	-25	150 - 380	-0,5	-42,1
Densitas cairan pada 20 °C (kg/m <sup>3</sup> )	660	800 - 840	610	501
Viskositas cairan pada 25 °C (kg/ms)	0,12-0,15	02-Apr	0,2	0,2
Gas specific gravity (referensi udara)	1,59	-	2,01	1,52
LHV (MJ/kg)	28,43	42,5	45,74	46,36
Angka Cetane	55-60	40-55	-	5
Rasio Stoikiometri Udara vs bahan bakar (kg/kg)	9	14,6	14,8	15,7
Entalpi penguapan pada temperatur dan pressure normal	460 (-20 °C)	250	390	426

### 2.3.2 Proses Sintesis Bio-DME

Biasanya proses pembuatan bio-DME dengan menggunakan biomassa sebagai bahan baku terbagi atas 4 tahapan yaitu : 1. Gasifikasi, reaksi *water-gas shift*, purifikasi gas, dan sintesis bio-DME dalam *single step* [8]. Secara umum DME ataupun bio-DME diproduksi dengan reaksi dehidrasi Metanol Seperti Berikut.



Pembuatan DME dapat dilakukan dengan proses sintesis dua tahap dan proses sintesis satu tahap. Proses dua tahap melalui dua unit proses yang berbeda, yang mana satu unit proses dengan katalis khusus untuk memproduksi Metanol, dan

satu unit proses lainnya untuk tahapan berikutnya yaitu reaksi dehidrasi Metanol untuk produksi DME [42].

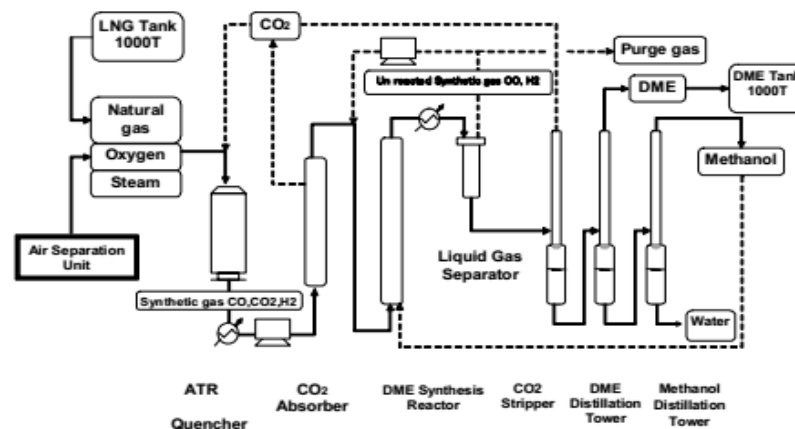
Reaksi dasar untuk sintesis DME satu tahap terdiri atas beberapa tahapan reaksi yang ditunjukkan pada tabel 2-8 [49]. Ada dua rute reaksi keseluruhan sintesis DME dari syngas, yaitu reaksi (a) dan (b) pada tabel. Reaksi (a) yang merupakan reaksi keseluruhan terdiri atas 3 langkah reaksi yaitu, reaksi sintesis metanol (c) reaksi dehidrasi (d), dan reaksi *water-gas shift* (WGS). Reaksi keseluruhan (b) terdiri atas langka-langkah reaksi (c) dan (d). Reaksi sintesis DME satu tahap teknologi JFE mengikuti reaksi keseluruhan (a), sementara itu teknologi Haldor Top-soe A/S dan teknologi lainnya mengikuti reaksi keseluruhan (b).

**Tabel 2-8.** Reaksi-reaksi pada sintesis DME satu tahap

Reaction	Heat of reaction (kJ/mol)
(a) $3\text{CO}+3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3+\text{CO}_2$	-246
(b) $2\text{CO}+4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3+\text{H}_2\text{O}$	-205
(c) $2\text{CO}+4\text{H}_2 \rightarrow 2\text{CH}_3\text{OH}$	-182
(d) $2\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3+\text{H}_2\text{O}$	-23
(e) $\text{CO}+\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2+\text{H}_2$	-41

Dalam studi ini, proses sintesis DME dilakukan dengan menggunakan *single step* atau proses sintesis satu tahap, dengan pertimbangan bahwa proses sintesis DME satu tahap lebih ekonomis dan dapat mengatasi permasalahan yang berkaitan dengan kesetimbangan sintesis metanol ketika sintesis dilakukan melalui proses sintesis dua tahap [8]. Teknologi yang digunakan dalam studi ini untuk keperluan simulasi mengadopsi teknologi JFE dikombinasikan dengan hasil penelitian [24] dan [50].

Gambar 2.5 adalah konfigurasi proses untuk proses pembuatan DME, yang direncanakan dengan satu tahapan proses yang diadopsi dari teknologi JFE [42].



**Gambar 2-5.** Konfigurasi proses teknologi JFE untuk pembuatan bio-DME

Sumber: [42]

## 2.4 Analisis Keteknikan Dan Kelayakan Investasi

Untuk mengetahui kelayakan secara teknis dan kelayakan investasi, dilakukan simulasi proses untuk mengetahui keseimbangan massa & energi, estimasi properti fisik, perhitungan desain / penilaian, penetapan biaya, optimalisasi proses, deskripsi akurat sifat fisik komponen murni dan campuran kompleks, model untuk berbagai macam reaktor dan unit operasi, teknik numerik untuk memecahkan sistem besar persamaan aljabar dan diferensial. Sehingga dengan bantuan simulasi proses, proses perhitungan dan pencarian kelayakan teknis dan ekonomi dapat dilakukan. Ada sekitar 52 simulator proses yang tersedia saat ini. Beberapa simulator populer yang ada saat ini adalah Aspen plus, CHEMCAD, Prosimulator, Winsim, Gproms, Aspen Hysys, Pro II dan Design II [51]. Simulasi yang dilakukan dalam penelitian ini adalah dengan menggunakan simulator Aspen Hysys.

Tujuan utama Simulasi proses dengan menggunakan Aspen Hysys dimaksudkan untuk mendapatkan perbandingan seberapa banyak biomassa yang

digunakan untuk menghasilkan sejumlah tertentu DME yang kemudian data tersebut akan berguna dalam *sizing* dan pemilihan peralatan proses yang berdasarkan neraca massa dan neraca energi yang dihasilkan. Kemudian setelah *sizing* dan pemilihan dilakukan, proses *costing* atau perhitungan biaya dari peralatan dapat dilakukan.

Analisis Keteknikan dan kelayakan investasi atau yang sering disebut sebagai analisis tekno ekonomi merupakan bagian suatu analisis kelayakan suatu proyek dari segi teknis dan ekonomi. Untuk analisis tekno ekonomi perlu diketahui terlebih dahulu komponen biaya – biaya pendirian pabrik DME ini. Biaya – biaya yang perlu diketahui terbagi menjadi biaya untuk ISBL (*inside battery limit*) dan biaya untuk OSBL (*Outside battery limit*), serta biaya – biaya untuk *start-up* dan modal kerja. Biaya ISBL berkaitan langsung dengan proses, mulai dari pendirian pembelian peralatan, serta pemasangan peralatan. Sedangkan biaya OSBL meliputi biaya-biaya sarana penunjang dan biaya lain non-proses. Biaya fasilitas penunjang terdiri dari bangunan dan fasilitas non-proses yang harus disediakan seperti fasilitas pelayanan kesehatan, pemadam kebakaran, kafetaria, dan sebagainya [52].

Setelah mengetahui biaya pendirian pabrik DME maka analisis keteknikan dan kelayakan investasi sudah dapat dilakukan. Parameter yang dipakai dalam analisis kelayakan investasi berdasarkan [53] adalah sebagai berikut.

### **1. Net Present Value (NPV)**

Net present value atau net present worth adalah selisih antara aliran kas masuk dan aliran kas keluar pada saat kini (*present*). Jika aliran kas tidak sama tiap tahunnya, maka NPV dihitung sebagai jumlah dari aliran kas

terdiskonto (*discounted cash flow*) tiap tahunnya. Suatu proyek dinyatakan layak jika NPV-nya positif ( $NPV > 0$ ). Persamaan NPV dapat dituliskan seperti berikut.

$$NPV = X_0 + \frac{X_1}{(1+i)} + \frac{X_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{X_N}{(1+i)^N} \quad (2-1)$$

Dengan:

$X_N$  = *cashflow* di tahun ke – N

$I$  = *discount rate*

## 2. Internal Rate of Return (IRR)

IRR adalah tingkat diskonto (*discount rate*) yang akan menyebabkan NPV suatu proyek menjadi sama dengan nol. Nilai IRR suatu proyek yang layak secara ekonomi selalu lebih tinggi daripada biaya modal atau tingkat diskonto yang digunakan. Formula IRR untuk perhitungan dengan trial dan error adalah seperti berikut.

$$\sum_{t=0}^T \frac{X_t}{(1+IRR)^t} = 0 \quad (2-2)$$

Dengan:

$X_t$  = *cashflow* di tahun ke – t

$IRR$  = *Internal Rate of Return*

Suatu proyek investasi dianggap layak apabila nilai IRR investasi tersebut lebih besar daripada nilai MARR (*minimum acceptable rate of return*). Nilai

MARR ditentukan berdasarkan tingkat bunga bank atau tingkat bunga bank ditambah tingkat resiko dari proyek tersebut serta ditambah tingkat keuntungan yang diharapkan investor.

### 3. Payback Period (PBP)

PBP adalah parameter kelayakan seberapa cepat proyek akan mampu membayar bagi dirinya sendiri, atau mengembalikan investasi awal atau bisa juga disebut keadaan dimana modal awal sudah kembali.. Pada perhitungan dihitung waktu sampai arus kas kumulatif sama dengan besarnya investasi awal tanpa modal kerja (asumsi modal kerja dikembalikan pada akhir umur proyek dan tidak ada nilai sisa). PBP dapat dicari dengan persamaan berikut.

$$\sum_{t=0}^{POT} X_t = 0 \quad (2-3)$$

Dengan:

$X_t$  = *cashflow* di tahun ke – t

## 2.5 Indeks Biaya (*Cost Index*)

Indeks biaya ialah bilangan tidak berdimensi yang digunakan untuk menyesuaikan biaya investasi sebuah peralatan proses terhadap waktu. Penyesuaian diperlukan sebab nilai uang selalu berubah-ubah seiring dengan berjalannya waktu, dan dipengaruhi oleh inflasi dan deflasi. Terdapat bermacam – macam indeks biaya sesuai dengan jenis konstruksi dan bidang pengetahuan.diantaranya yang umum digunakan ialah Marshall & Swift *Index* (MS) serta *Chemical Engineering Plant Construction Index* (CEPCI) [54].

### **2.5.1 Indeks Biaya untuk Peralatan oleh *Marshall & Swift***

Indeks untuk semua alat-alat industri ialah generalisasi dan merupakan rata-rata dari indeks masing-masing dari alat untuk 47 jenis industri, komersial, dan peralatan perumahan. Indeks untuk peralatan proses industri ialah persentase rerata dari 8 industri besar dengan beban sesuai dengan nilai produk yang dihasilkan bagi bermacam industri. Indeks Marshall & Swift (MS) telah mencakup biaya mesin dan peralatan utama beserta instalasi, perlengkapan, furniture dan peralatan yang lebih kecil [54].

### **2.5.2 *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)***

Investasi bagi konstruksi pabrik kimia adalah basis bagi pembentukan indeks *Chemical Engineering*. Komponen yang utama yaitu peralatan, permesinan dan penyangga dibagi menjadi 4 bagian. Pabrikasi peralatan, mesin proses, pipa/kerangan, instrumen proses dan kontrol, pompa dan kompresor, peralatan kelistrikan dan materialnya, struktur penyangga, insulasi [54].

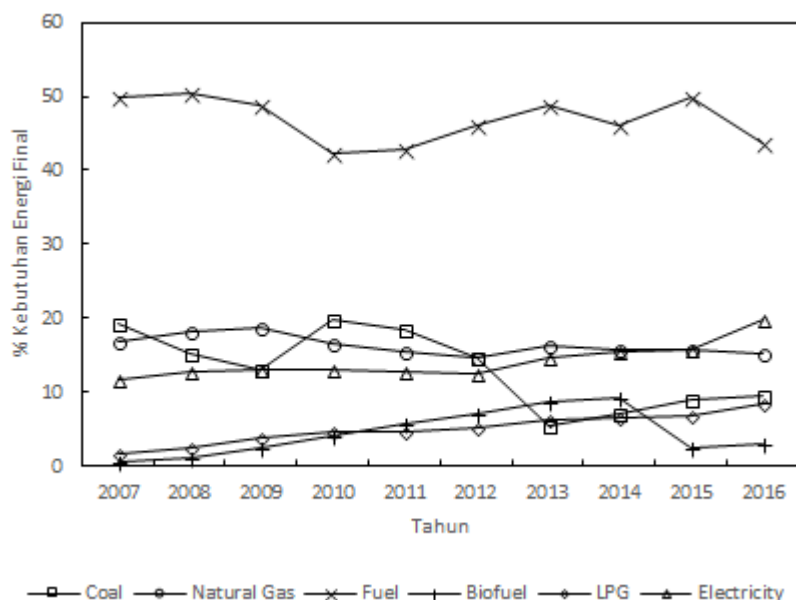
Secara umum CEPCI dan indeks MS tersebut merupakan indeks yang populer dan sering digunakan untuk estimasi biaya/investasi peralatan pada tahun yang sedang berjalan dan konstruksi di masa datang berbasis investasi proyek atau peralatan yang sama pada saat ini. Pemilihan indeks didasarkan pada jenis industri dan peralatan yang akan diproyeksikan, serta kemudahan penggunaan.

## 2.6 Peluang Pasar DME Sebagai Pengganti LPG

Dalam melakukan analisis ekonomi, perhitungan harga jual dan kebutuhan akan DME diperhitungkan berdasarkan permintaan akan LPG dan harga jual LPG dalam aplikasinya.

Penggunaan LPG terutama sebagai bahan bakar rumah tangga secara kasat mata dapat terlihat di hampir semua wilayah Indonesia, terutama setelah adanya kebijakan pemerintah untuk menggantikan bahan bakar kerosin dengan LPG pada tahun 2007 [55]. Perkembangan pasar ini menciptakan kesempatan yang besar pada industri pengolahan LPG, termasuk alternatif pengganti LPG dari sumber energi terbarukan yaitu DME.

Gambar 2-6 berikut adalah grafik yang menggambarkan kebutuhan akan LPG di Indonesia sampai dengan tahun 2016, data diolah dari referensi [56] .



**Gambar 2-6.** Persentase Kebutuhan Energi Final

Pada saat ini sebagian besar kebutuhan LPG di Indonesia dipenuhi melalui suplai domestik sebesar 35%, sementara 65% kebutuhan diperoleh melalui impor [57]. Ada potensi pengurangan impor melalui pemanfaatan limbah tandan kosong kelapa sawit (TKKS) untuk menjadi DME sebagai bahan campuran LPG yang beredar saat ini.

## **2.7 Pengantar Hysys**

### **2.7.1 Pengantar Hysys**

Hysys merupakan *software process engineering* untuk mensimulasikan suatu unit process atau multi unit process yang terintegrasi, *intuitive, iterative, open* dan *extensible* [58]. Simulator Hysys bermanfaat untuk aplikasi di industri kimia seperti:

1. Perancangan suatu industri Kimia
2. Memonitor kemampuan dari industri kimia yang telah exist
3. Melacak permasalahan process yang terjadi di industri Kimia
4. Kemungkinan peningkatan kapasitas produksi dari plant.

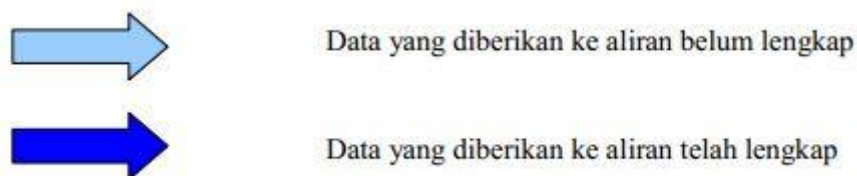
Area penggunaan dari simulator Hysys adalah:

1. Analisis konseptual
2. Desain proses
3. Desain proyek
4. Keselamatan dan operabilitas
5. Otomasi
6. Utilisasi aset

Aspen Hysys dapat dipergunakan untuk mensimulasikan unit-unit process secara *steady state* dan *dynamic*.

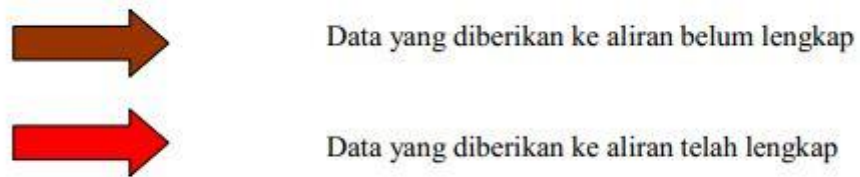
### 2.7.2 Aliran Massa dan Energi

Aliran massa dipergunakan untuk mengetahui kondisi dari komponen-komponen yang ada dalam aliran tersebut pada tekanan (P) dan temperatur (T) tertentu. Pada aliran tersebut dapat di-*set* P dan T atau fraksi mol dan tekanan (P). Contoh kasus air (H<sub>2</sub>O) pada tekanan 1 atm bila temperatur 50 °C maka tidak terdapat fasa uap, sementara itu, pada temperatur 110 °C akan diperoleh seluruhnya berfase uap. Aliran massa pada hysys dilambangkan dengan tanda panah berwarna biru. Tanda panah yang berwarna biru muda merupakan aliran massa dengan data masukan belum lengkap, sementara tanda panah yang berwarna biru tua menunjukkan aliran massa dengan data masukan yang sudah lengkap. Gambar 2-7 menunjukkan representasi aliran massa [59].



**Gambar 2-7.** Representasi aliran massa di hysys

Aliran energi dipergunakan untuk mensuplai energi ke unit atau menyerap energi yang dihasilkan dari proses reaksi. Aliran energi direpresentasikan oleh tanda panah seperti pada gambar 2-8 [59].



**Gambar 2-8.** Representasi aliran energy di hysys

### 2.7.3 Unit Operasi

Beberapa unit operasi yang digunakan pada hysys adalah [58] :

1. Flash Separator.
2. Heat Exchanger.
3. Splitter.
4. Expander and Compressor.
5. Compressor and Pump.
6. Cooler and Heater.
7. Valve (Throttle).
8. Column.
9. Reactor.

## BAB 3

# Metodologi Penelitian

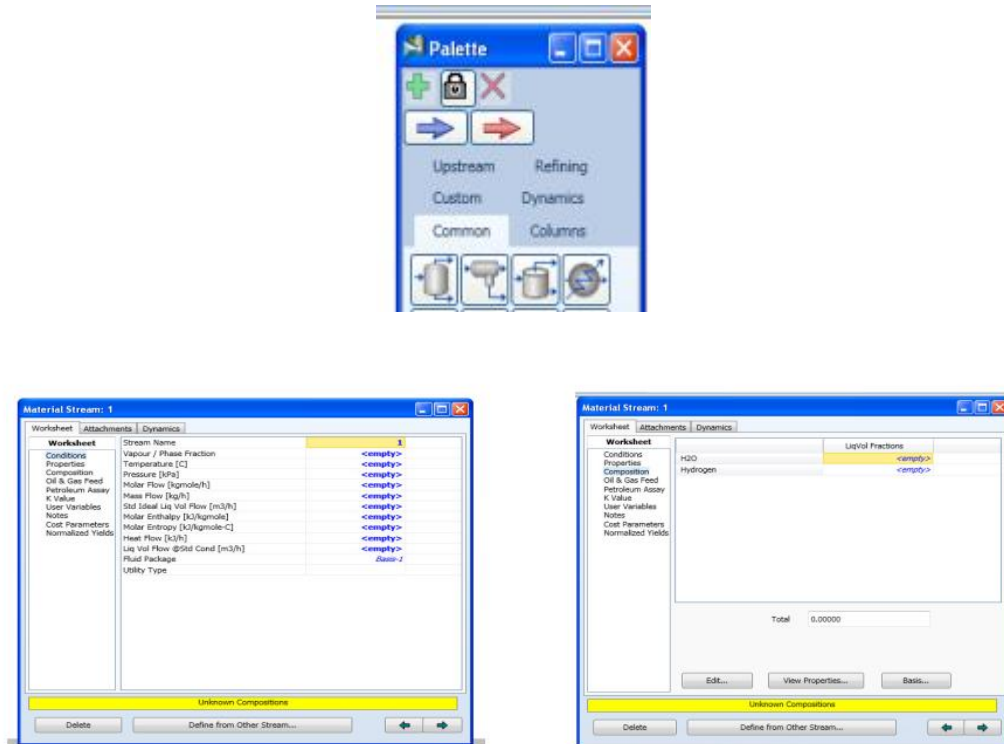
Secara umum metodologi penelitian dilakukan untuk simulasi gasifikasi TKKS dengan menggunakan *CFB gasifier*, model *single stage DME plant* yang berdasarkan gasifikasi TKKS, model pabrik metanol berdasarkan gasifikasi TKKS, dan analisis ekonomi untuk pabrik DME berdasarkan gasifikasi TKKS. Langkah – langkah yang dilakukan adalah sebagai berikut.

### 3.1 Neraca Massa dan Energi

Neraca massa dicari dengan menggunakan input massa, temperatur, dan tekanan. Input masukan untuk proses gasifikasi adalah TKKS yang berupa *hypothetical component input* pada Aspen Hysys, deskripsi input dijelaskan pada bagian deskripsi proses bagian 3.1.3 di atas. Perhitungan neraca massa dilakukan secara otomatis oleh Aspen Hysys berdasarkan konsep massa masuk = massa keluar + akumulasi. Jika tidak ada akumulasi dari suatu unit proses, maka, persamaan menjadi massa masuk = massa keluar.

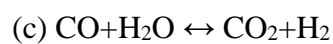
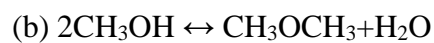
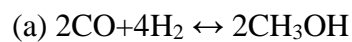
Neraca massa yang melibatkan reaksi Kimia dilakukan berdasarkan stoikiometri reaksi, seperti reaksi gasifikasi, reaksi sintesis DME, dan reaksi sintesis Metanol.

Penambahan aliran material dilakukan dengan memilih panah biru pada *model palette*. Gambar 3-1 menunjukkan *model palette* dan lembar atau form untuk input material, temperature, dan tekanan.

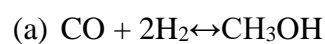


**Gambar 3-1.** Model Palette Untuk Material Stream dan Lembar Input Material

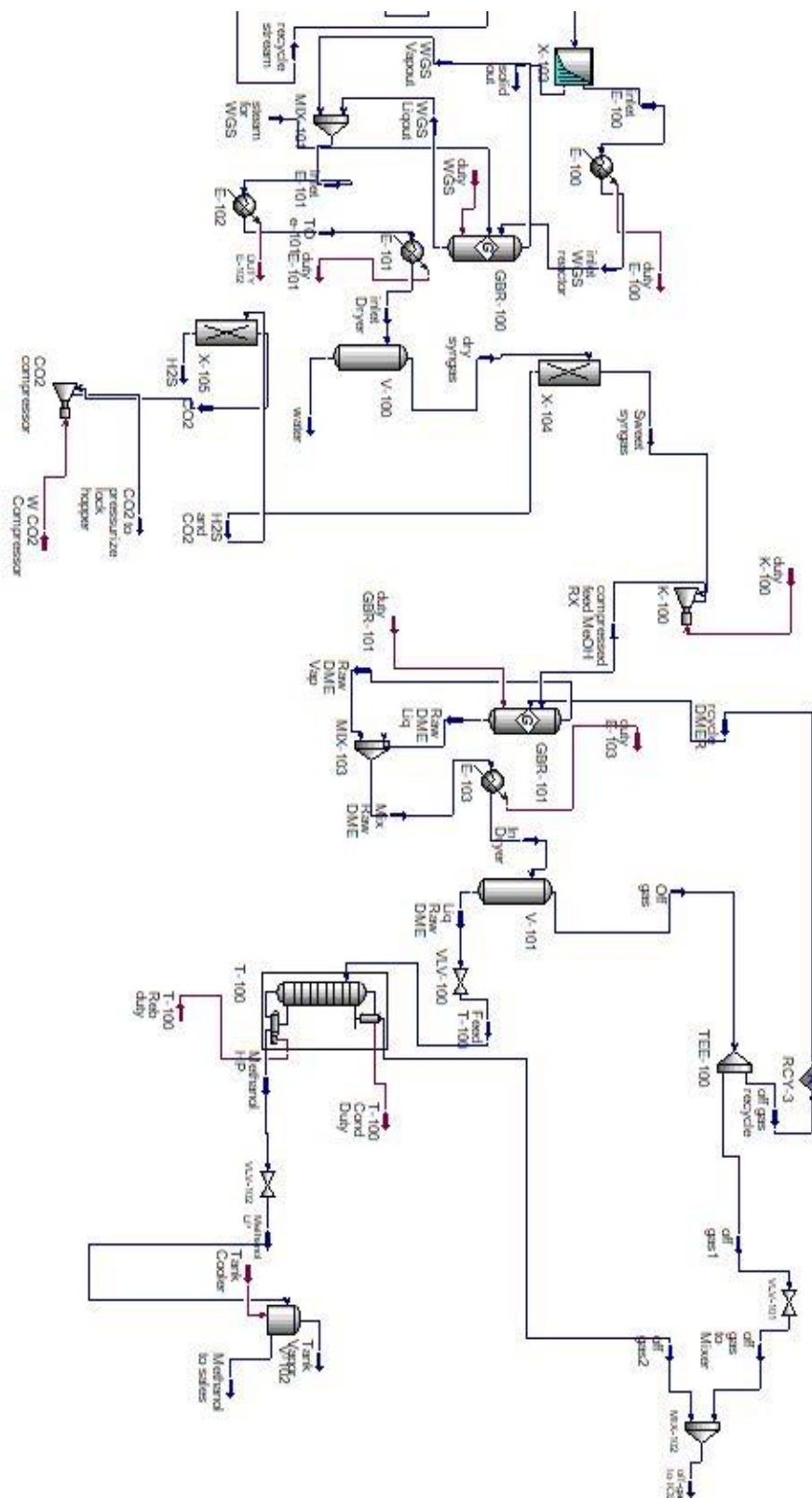
Input neraca massa untuk reactor DME melibatkan reaksi-reaksi berikut.



Sementara itu, input neraca massa untuk reactor Metanol melibatkan reaksi – reaksi berikut.







Gambar 3-3. Process Flow Diagram pabrik Metanol pada Hysis

## 3.2 Simulasi Gasifikasi TKKS pada CFB *Gasifier*

Simulasi Model ini dibagi menjadi beberapa blok unit operasi, termasuk reaksi pemecahan biomassa, pirolisis, gasifikasi, dan resirkulasi padatan yang belum terkonversi. *Block Flow Diagram* (BFD) dari proses gasifikasi ditunjukkan pada gambar 3-4., sementara *Process Flow Diagram* (PFD) dari simulasi di Aspen Hysys ditunjukkan pada gambar 3-5.

Asumsi yang dibuat untuk simulasi adalah: Proses merupakan proses yang stabil [60], [61], devolatilisasi sesaat terjadi setelah TKKS memasuki CFB gasifier [60], [61], proses dalam gasifier adalah *Isothermal* [37], [60], Char adalah 100 % karbon [62], Semua belerang bereaksi membentuk H<sub>2</sub>S [62], reaksi N<sub>2</sub> hanya membentuk NH<sub>3</sub> [63], pembentukan tar diabaikan karena suhu operasi yang relatif tinggi [64], *Syngas* diproduksi oleh *gasifier* pada kesetimbangan kimia [43]. TKKS dimodelkan pada basis *dry ash free* (daf) untuk penyederhanaan [60], oleh karena itu *char* biomassa hanya mengandung karbon [60], efisiensi pemisahan siklon adalah 85% [62], Konversi karbon pada 96% [65], kehilangan karbon diasumsikan pada 2% [66], dan kehilangan panas diabaikan.

Ada 6 langkah yang terlibat dalam simulasi seperti berikut:

### 3.2.1 Umpan Masuk Biomassa

Bahan baku yang digunakan adalah TKKS sebagai produk limbah produksi *Crude Palm Oil* (CPO). Komposisi TKKS didasarkan pada basis *dry ash free* (daf) yang diambil dari [13]. Tabel 3-1 menampilkan komposisi bahan baku berdasarkan *ultimate analysis* dan *dry ash free* (daf). Berdasarkan rumus kimia analisis akhir dapat ditentukan [64]. Dalam 100 gram biomassa, ada 51,67 gram karbon. Massa

dalam gram dibagi dengan berat molekul karbon (12 g/mol) akan memberikan hasil 4,306 mol karbon. Hal yang sama diterapkan pada unsur-unsur lain yang mengarah pada rumus kimia berikut untuk Biomassa TKKS:  $C_{4.306} H_{6.176} O_{2.587} N_{0.048} S_{0.003}$ , dan rumus kimia ini digunakan sebagai input untuk Aspen Hysys sebagai *hypothetical solid component*.

### 3.2.2 Simulation Basis Manager

*Simulation Basis Manager* (SBM) adalah sambutan antar muka untuk simulasi di Aspen Hysys dan membantu dalam memilih dan mendefinisikan komponen murni, menetapkan paket properti untuk melaksanakan perhitungan sifat fisik dan *flash*. *Fluid package* yang dipilih adalah *Peng-Robinson equation of state* (EOS) [60]. Reaksi gasifikasi dimodelkan sebagai reaksi kesetimbangan [43], model kesetimbangan termodinamika memprediksi hasil maksimum yang dapat dicapai.

**Tabel 3-1.** *Ultimate Analysis as received and dry ash free*

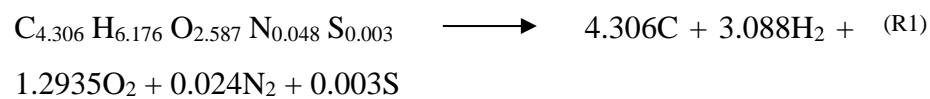
	% Wt. received	As	% Wt. Dry ash free (calculated)
<b>C</b>	26.94		51.67
<b>H</b>	3.22		6.18
<b>O</b>	21.58		41.39
<b>N</b>	0.35		0.67
<b>S</b>	0.05		0.10
<b>Water</b>	44.6		
<b>Ash</b>	3.26		

### 3.2.3 Deskripsi Proses

Gasifikasi TKKS disimulasikan dalam tiga tahap utama, yaitu pemecahan biomassa, gasifikasi, dan resirkulasi padatan yang belum terkonversi. Prosesnya

dapat dibagi menjadi tiga proses terkait: pirolisis, gasifikasi, dan pembakaran parsial. Salah satu yang menyediakan panas untuk reaksi keseluruhan adalah pembakaran parsial, untuk memenuhi pasokan panas yang dibutuhkan oleh reaksi gasifikasi [67]. Oksidan yang digunakan adalah oksigen murni dan uap. Kedua aliran, yaitu oksigen dan uap menentukan tekanan operasi dari gasifier. Kondisi operasi yang konstan tertera pada tabel 3-4.

TKKS dengan cepat mengalami pirolisis di gasifier, dengan reaksi:



Senyawa yang dihasilkan selanjutnya bereaksi dalam gasifier seperti yang ditabulasikan pada tabel 3-2.

**Tabel 3-2.** Reaksi dalam CFB Gasifier

Reaction	$\Delta H_r$ (MJ/mol) @ 25 °C	Reaction Number
$\text{C} + 0.5\text{O}_2 \longrightarrow \text{CO}$	-111	(R2)
$\text{C} + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2\text{CO}$	172	(R3)
$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + \text{H}_2$	131	(R4)
$\text{C} + 2\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4$	-75	(R5)
$\text{CO} + 0.5\text{O}_2 \longrightarrow \text{CO}_2$	-283	(R6)
$\text{H}_2 + 0.5 \text{O}_2 \longrightarrow \text{H}_2\text{O}$	-242	(R7)
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$	-41	(R8)
$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + 3\text{H}_2$	206	(R9)
$\text{H}_2 + \text{S} \longrightarrow \text{H}_2\text{S}$	-300	(R10)
$0.5 \text{N}_2 + 1.5\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{NH}_3$	-91	(R11)

### 3.2.4 Deskripsi Simulasi

Gasifikasi TKKS disimulasikan sesuai urutan yang ditunjukkan pada *Process Flow Diagram* (PFD) pada Gambar.3-5.

#### 3.2.4.1 Biomass Breakdown

*Breakdown* atau pemecahan TKKS disimulasikan dalam reaktor konversi "*Breakdown*". Pemecahan TKKS mewakili proses pirolisis di *gasifier*. Pemecahan biomassa TKKS adalah menjadi unsur-unsur konvensional Karbon (C), Hidrogen (H), Nitrogen (N), Oksigen (O), dan Belerang (S). Reaksi pirolisis yang terlibat adalah reaksi R1 di atas. *Char* dari *breakdown* TKKS terdiri dari karbon murni, dan disimulasikan sebagai produk bawah reaktor konversi "*Breakdown*". Produk bawah sebagai zat padat mengandung arang dan belerang. *Blok Tee-101* mensimulasikan pemisahan karbon, sedangkan 96% karbon diubah, sementara 4% tidak terkonversi dan diedarkan pada *cyclone separator*. Sulfur bereaksi dengan hidrogen dan dimodelkan sebagai reaksi konversi terpisah. Belerang terbagi dari karbon pada blok pembagi komponen X-101.



### 3.2.4.2 Gasifikasi

Produk reaktor konversi “*Breakdown*”, yang merupakan elemen konvensional bereaksi dengan oksigen dan *steam* pada gasifier. Aliran produk reaktor konversi “*Breakdown*” adalah *volatile plus char* untuk input gasifier. Aliran “*volatile*” dan “*carbon to gasifier*” terhubung ke umpan “*gasifier A*”. Mekanisme gasifikasi melibatkan pengumpulan berbagai reaksi kompleks selama proses gasifikasi yang sesungguhnya, namun reaksi gasifikasi disederhanakan menjadi reaksi utama seperti yang tercantum pada tabel 3-2. Reaksi R2 hingga R7 terjadi pada “*gasifier A*” dan dimodelkan sebagai reaksi kesetimbangan dalam reaktor Gibbs. Reaksi menggunakan metode minimisasi energi bebas Gibbs untuk menemukan konstanta kesetimbangan. Konstanta kesetimbangan melalui energi bebas Gibbs dihitung oleh Aspen Hysys. Reaksi R8 dan R9 terjadi pada “*gasifier B*” sebagai reaksi kesetimbangan, yang mana data *default* dari keseimbangan vs suhu konstan disediakan oleh Aspen Hysys. Proses gasifikasi dimodelkan pada “*gasifier A*” dan “*gasifier B*” sebagai satu set reaksi kesetimbangan. Gasifikasi pada “*gasifier A*” memodelkan pirolisis dan pembakaran arang. Reaksi pada “*gasifier B*” pemodelan *CO-shift* dan reaksi *Steam - CH<sub>4</sub>* menggunakan metode kesetimbangan dalam reaktor kesetimbangan. Seluruh aliran keluar “*gasifier B*”, yang merupakan aliran “*gaseq1 out*” dan “*gaseq2 out*” melalui “*HS reactor*” yang memodelkan konversi sulfur padat menjadi hidrogen sulfida (H<sub>2</sub>S) pada reaktor konversi dengan asumsi konversi 100%, karena belerang tidak memiliki konstanta kesetimbangan yang tertanam di Aspen Hysys dan reaksinya sendiri bukan merupakan reaksi kesetimbangan.

### 3.2.4.3 Pemisahan Padatan yang Tidak Bereaksi

Produk dari “*HS reactor*” di aliran “*H<sub>2</sub>S rich1*” dan “*H<sub>2</sub>S rich2*” melewati pemisah siklon “*X-100*” untuk memisahkan karbon padat yang belum dikonversi dengan efisiensi 85%. Keluaran bagian bawah “*X-100*” hanya berisi *solid*, selanjutnya aliran menuju ke “*X-102*” yang membagi aliran padat ke aliran *recycle* menuju “*gasifier A*”, dan menuju aliran lain bernama “*carbon loss*” yang merupakan aliran yang mewakili *carbon loss*. Keluaran dari “*X-100*” adalah produk *raw syngas*.

### 3.2.5 Validasi Model

Validasi model yang dikembangkan dilakukan dengan mengadaptasi kerja [68] tentang gasifier *HTW Winkler CFB Gasifier* untuk gasifikasi batubara. Parameter operasi yang penting diadaptasi dari [68] yang tercantum pada tabel 3-3. Persentase berat lignit Jerman dari *ultimate analysis daf* yang digunakan sebagai input *hypothetical solid component* pada Aspen Hysis adalah: C = 68%, H = 4,9%, O = 25,7%, N = 0,7% %, S = 0,6%. Rasio uap terhadap biomassa (S / B) diasumsikan sebesar 0,37. Efisiensi gas dingin atau *cold gas efficiency* (CGE) dihitung dengan menggunakan (3-1). Formula diperoleh dari [62]. Nilai HHV dari lignit Jerman (*basis daf*) diambil dari [69] dengan nilai 25.610 kJ / kg.

**Tabel 3-3.** Paramater Operasi *HTW Winkler Gasifier*

Parameter	Value
CFB Gasifier Operating Temperature (°C)	900
Operating Pressure (kPa)	1000
German Lignite Feed Flowrate (kg/h)	23200
Oxygen to Biomass (O/B) ratio (Nm <sup>3</sup> /kg biomass)	0.39

$$CGE = \frac{\dot{m}_{gas} \cdot HHV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \cdot HHV_{fuel}} \quad (3-1)$$

Yang mana  $\dot{m}_{gas}$  adalah laju aliran gas produk dalam kg / jam,  $\dot{m}_{fuel}$  adalah laju aliran Biomassa TKKS dalam kg / jam.  $HHV_{gas}$  dan  $HHV_{fuel}$ , adalah nilai kalor tinggi (dalam kJ / kg) dari gas dan bahan bakar masing-masing.

### 3.2.6 Analisis Sensitivitas

Analisis sensitivitas terhadap parameter operasi seperti temperatur, rasio uap ke biomassa (S / B), *Equivalence Ratio* (ER), dan rasio gasifikasi dilakukan. Tujuannya adalah untuk mendapatkan parameter operasi gasifikasi yang optimal dalam gasifier CFB. Rincian parameter yang akan dianalisis sebagai berikut.

1. Efek temperatur. Temperatur bervariasi dari 600 °C hingga 1400 °C dan efeknya terhadap hasil *syngas*, dilakukan analisis pada pembentukan CO<sub>2</sub>, pembentukan CH<sub>4</sub>, dan rasio H<sub>2</sub> / CO.
2. Pengaruh rasio uap terhadap biomassa (S / B). Rasio bervariasi dari 0 hingga 2,1. Analisis yang dilakukan adalah analisis Efek S/B terhadap hasil *syngas*, pembentukan CO<sub>2</sub>, pembentukan CH<sub>4</sub>, dan rasio H<sub>2</sub> / CO. Formula untuk menghitung S / B ditunjukkan oleh (3-2) dan diperoleh dari [64].

$$\frac{S}{B} = \frac{\dot{M}_{steam\ inlet\ gasifier} \left(\frac{kg}{h}\right)}{\dot{M}_{biomass\ inlet\ gasifier} \left(\frac{kg}{h}\right)} \quad (3-2)$$

Yang mana,  $\dot{M}_{steam\ inlet\ gasifier}$  merupakan aliran molar dari *steam inlet* ke *gasifier*,  $\dot{M}_{biomass\ inlet\ gasifier}$  merupakan aliran molar dari biomassa *inlet* ke *gasifier*.

3. Efek *Equivalence Ratio* (ER). ER bervariasi dari 0,2 hingga 1. Efeknya terhadap hasil *syngas*, pembentukan CO<sub>2</sub>, dan pembentukan CH<sub>4</sub> dianalisis. Formula untuk menghitung ER ditunjukkan oleh (3-3) dan diperoleh dari [64].

$$ER = \frac{\dot{m}_{oxygen} \left(\frac{kg}{h}\right)}{\dot{m}_{oxygen\ stoichiometri} \left(\frac{kg}{h}\right)} \quad (3-3)$$

Yang mana,  $\dot{m}_{oxygen}$  = Inlet oksigen yang sebenarnya untuk *gasifier*,  $\dot{m}_{oxygen\ stoichiometri}$  = massa oksigen masuk untuk pembakaran stoikiometri dalam *gasifier*.

4. Pengaruh S / B dan ER disimulasikan bersamaan. Efeknya terhadap hasil *syngas*, pembentukan CO<sub>2</sub>, dan pembentukan CH<sub>4</sub> dianalisis.

Tekanan operasi dijaga tetap sepanjang simulasi, dan parameter operasi yang digunakan ditunjukkan pada tabel 3-4.

**Tabel 3-4.** Parameter Operasi Simulasi Gasifikasi pada CFB Gasifier

Parameter	Value
Oxygen inlet Temperature (°C) [64]	600
Operating Pressure (kPa) [68]	1000
Oxygen molar percentage (%) *	100
TKKS Feed Flowrate (kg/h) [13]	6160
Steam Inlet Temperature (°C) [64]	800

\* Konsentrasi oksigen diasumsikan pada 100% mol, meskipun kemurnian tertinggi yang dapat dicapai adalah 99.6% [24]

### 3.3 DME Plant Design

Diagram Alir Proses (PFD) dari sintesis DME dikembangkan dan ditunjukkan pada Gambar 3-6, termasuk beberapa parameter penting pada gambar tersebut. Proses desain pabrik DME digambarkan dalam 10 langkah sebagai berikut.

- A. Alat Simulasi. Simulasi dilakukan dengan menggunakan simulator proses Aspen Hysys. Aspen Hysys telah digunakan dalam beberapa penelitian untuk mensimulasikan gasifikasi biomassa [24], [64] dan produksi DME [8]. Berbagai komponen dari Aspen Hysys menyediakan pendekatan yang sangat kuat untuk pemodelan proses *steady state*. Pengguna menggambarkan proses dalam bagian peralatan yang saling berhubungan oleh aliran proses, dan program hysys menyelesaikan semua persamaan massa / energi / ekuilibrium, dengan mempertimbangkan desain yang ditentukan untuk masing- masing unit peralatan [70]. Karena bahan baku TKKS bukan komponen standar di Aspen Hysys, maka harus dimasukkan secara manual sebagai *hypothetical solid component*. Masukan TKKS sebagai *hypothetical solid component* berdasarkan ultimate analisis. Dasar untuk simulasi adalah *dry ash free* (daf), dari persentase berat komponen C, H, O, N, S.
- B. Bahan Baku Biomassa Bahan baku yang digunakan adalah TKKS. Komposisi TKKS berdasarkan pada basis *dry ash free* (daf) yang diambil dari [13]. Berdasarkan rumus Kimia, analisis akhir dapat ditentukan [64].

Dalam 100 gram biomassa, ada 51,67 gram karbon. Massa dalam gram dibagi dengan berat molekul karbon (12 g / mol) akan memberikan hasil 4,306 mol karbon. Hal yang sama diterapkan pada unsur-unsur lain yang mengarah pada rumus kimia berikut untuk biomassa TKKS  $C_{4.306} H_{6.176} O_{2.587} N_{0.048} S_{0.003}$ , dan rumus kimia ini digunakan sebagai masukan untuk Aspen Hysys sebagai *hypothetical solid component*. Umpan masuk TKKS adalah 6,16 ton per jam, berdasarkan [71].

- C. *Pre-treatment* Biomassa. Sebelum proses gasifikasi, biomassa mentah dalam bentuk apapun harus melalui proses *pre-treatment*. Proses *pre-treatment* ini terdiri dari beberapa bagian, seperti *granulator*, pengering, *hammermill*, dan *pelletizer* [13]. Dalam bentuk pelet, TKKS memiliki kepadatan energi yang lebih besar, mengurangi masalah *bridging* di *gasifier* yang menggunakan biomassa dengan ukuran tidak seragam [13]. Menurut [32], dengan *pelletizing*, densitas curah TKKS meningkat hampir tiga kali setelah proses pembuatan pelet. Energi yang dibutuhkan untuk pembuatan pelet TKKS adalah 210 kWh / serat panjang kering [72]. Diasumsikan bahwa TKKS kering sama dengan serat panjang kering (DLF).
- D. Gasifikasi. Proses gasifikasi terjadi dalam *CFB gasifier*. Proses gasifikasi menggunakan *Steam-Oxygen* sebagai oksidator. Oksigen dipasok oleh proses pemisahan udara kriogenik. Konsumsi listrik unit pemisahan udara didasarkan pada [18] pada 1,0 MWe / kg O<sub>2</sub> / s. Komposisi syngas sebagai hasil gasifikasi dihitung berdasarkan reaksi kesetimbangan pada 900 °C, dan proses diasumsikan isothermal selama reaksi gasifikasi [63]. Limbah panas dari reaktor digunakan sebagai panas untuk pembangkitan uap, karena

reaktor didinginkan menggunakan air, dan air akan berubah menjadi uap (pembangkit uap I) untuk pasokan oksidasi gasifikasi. Sebagian uap yang dihasilkan mengalir ke turbin uap dan dikombinasikan dengan uap lain yang dihasilkan oleh panas limbah menghasilkan listrik. Keluar dari *gasifier*, *outlet syngas* didinginkan hingga 400 °C, sebelum memasuki reaktor *Water Gas Shift* (WGS) untuk menyesuaikan rasio H<sub>2</sub> to CO (H<sub>2</sub> / CO) sama dengan 1 untuk kebutuhan sintesis DME [73]. Outlet *syngas* mentah disaring menggunakan *bag house filter* untuk menghilangkan partikulat.

E. *Water Gas Shift*. Reaksi *Water Gas Shift* terjadi untuk menyesuaikan komposisi H<sub>2</sub> / CO sama dengan 1 [73]. Suhu reaksi adalah pada 400 °C dan tekanan 1000 kPa berdasarkan [64]. Sebelum proses penghilangan gas asam, *syngas* didinginkan hingga 25 °C [24]. *Reaktor Gibbs* digunakan untuk mensimulasikan reaksi dan jumlah uap yang dipasok ke reaktor WGS untuk mendapatkan H<sub>2</sub> / CO = 1 adalah 130 kg / jam. Jenis WGS yang digunakan adalah Suhu Tinggi WGS, karena lebih disukai reaksi WGS dengan laju reaksi yang lebih besar [64]. Volume reaktor WGS diperoleh dengan menggunakan (3-4) yang merupakan formula reaktor ideal [74], nilai waktu tinggal yang diambil adalah 1,8 m / s [64].

$$V = t_R \cdot Q \quad (3-4)$$

Yang mana, V adalah volume reaktor (m<sup>3</sup>) dan t<sub>R</sub> adalah waktu tinggal dalam detik dan Q adalah laju alir reaktor di m<sup>3</sup> / s.

Pengisian awal katalis adalah 60% dari volume reaktor WGS, dan densitas katalis adalah 1600 kg / m<sup>3</sup> [64].

- F. *Water and Acid Gas Removal*. Penghilangan air atau *water removal* dimodelkan menggunakan separator sebagai pengering, dan *acid gas removal* dimodelkan melalui proses Amina [64]. Proses penghilangan dimodelkan oleh *separator* yang menghilangkan kadar air hingga di bawah 1% mol, meskipun 1% mol masih dapat diterima [64]. Setelah air dihilangkan, selanjutnya *syngas* memasuki unit *acid gas removal* yang dimodelkan sebagai *component splitter*. CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S diasumsikan dibuang pada 90% dan 100% [64].
- G. Sintesis DME. *Sweet syngas* dikompresi menjadi 5000 kPa, sesuai dengan tekanan operasi dari proses JFK [49]. Reaktor yang digunakan adalah reaktor Gibbs untuk mensimulasikan sintesis DME dan reaksi yang terlibat adalah reaksi kesetimbangan berdasarkan [75]. Suhu operasi reaktor didasarkan pada proses JFK [49] pada 260 °C. Suhu dipertahankan pada 260 °C selama reaksi. Volume reaktor DME diperoleh dengan menggunakan (1) yang merupakan formula reaktor ideal [74], nilai waktu tinggal yang diambil adalah 100 detik [49]. Kuantitas pengisian awal katalis didasarkan pada data yang disediakan oleh [49], di mana data ketinggian digunakan. Katalis diisi 7 m tinggi reaktor, meskipun reaktor ditingkatkan, hanya diameter reaktor yang berubah dan dari volume reaktor dihitung dengan menggunakan (3-4), diameter dapat ditemukan dan akhirnya volume katalis diketahui. Untuk menentukan berapa banyak katalis dalam kg yang dibutuhkan, densitas katalis yang digunakan adalah 650 kg / m<sup>3</sup> [76].
- H. *Jacket cooler* digunakan untuk mempertahankan suhu reaktor DME, dan air sebagai pendingin akan berubah menjadi uap jenuh dengan menyerap panas

reaksi sintesis DME. Uap yang dihasilkan adalah bagian dari integrasi uap pada *steam generator* II. Produk gas didinginkan hingga 15 °C [18], kemudian dipisahkan oleh *Gas-Liquid separator* yang mana *syngas* yang tidak terkonversi kembali didaur ulang ke reaktor sintesis DME. Pada simulasi ini, 95% dari *syngas* yang tidak terkonversi didaur ulang dan 5% dikirim ke saluran *off-gas* dan selanjutnya digunakan sebagai bahan bakar mesin gas untuk pembangkitan listrik [18]. Saluran keluar cair *Gas-Liquid Separator* mengalir ke bagian pemurnian yang terdiri dari tiga menara distilasi.

- I. Distilasi. Proses distilasi yang terjadi di menara pertama terutama untuk memisahkan CO<sub>2</sub> dan gas ringan lainnya dengan DME, Methanol (MeOH) dan air. Menara ini memiliki 9 *stage* dan *stage* umpan masuk terletak di *stage* nomor 1 dari kondensor di bagian atas kolom. Gas sebagai produk atas dicampur dengan gas outlet *Gas-Liquid Separator* dan dikirim sebagai bahan bakar untuk uap sebagai bagian dari sistem pembangkit uap II. Produk bawah mengandung DME, metanol, dan air yang masuk *DME Tower*. Distilasi di *DME Tower* adalah untuk memisahkan DME sebagai produk teratas dengan metanol dan air sebagai produk bawah. *DME recovery* dari *DME Tower* mempunyai kemurnian 99,6% menurut [42], [49]. Menara DME memiliki 10 *stage* dan *stage* umpan masuk adalah *stage* nomor 3 dari atas. Produk bawah *DME Tower* yang merupakan metanol dan air selanjutnya dipisahkan dalam *Methanol (MeOH) Tower*. *MeOH Tower* memiliki 12 *stage*, dan produk teratas dari distilasi di menara metanol adalah metanol dan produk keluar dari dasar *tower* adalah air. Metanol

didaur ulang, sementara air dikirim ke fasilitas pengolahan air sebelum dibuang atau digunakan kembali.

- J. *Steam Generation* dan pembangkitan listrik. *Steam Generation* untuk proses dan pembangkitan listrik berasal dari ketel uap yang memanfaatkan panas buangan dari pabrik. Ada dua *steam generator* yang tersedia. Pertama. Adalah yang dihasilkan oleh *waste heat* dari *CFB Gasifier* dan diberi nama sebagai *Steam Generator I* seperti yang ditunjukkan pada Gambar 3-6. Yang kedua adalah kombinasi boiler limbah panas dari reaktor WGS, reaktor DME, dan E-100, semuanya digabungkan sebagai pembangkit uap II seperti yang ditunjukkan pada gambar 3.3. Tenaga untuk pabrik DME dihasilkan dengan menggunakan satu turbin uap pada sistem pembangkit uap I dan II. Untuk memenuhi kebutuhan daya, *Internal Combustion Engine (ICE)* yang memanfaatkan *off-gas* sebagai bahan bakar disediakan.



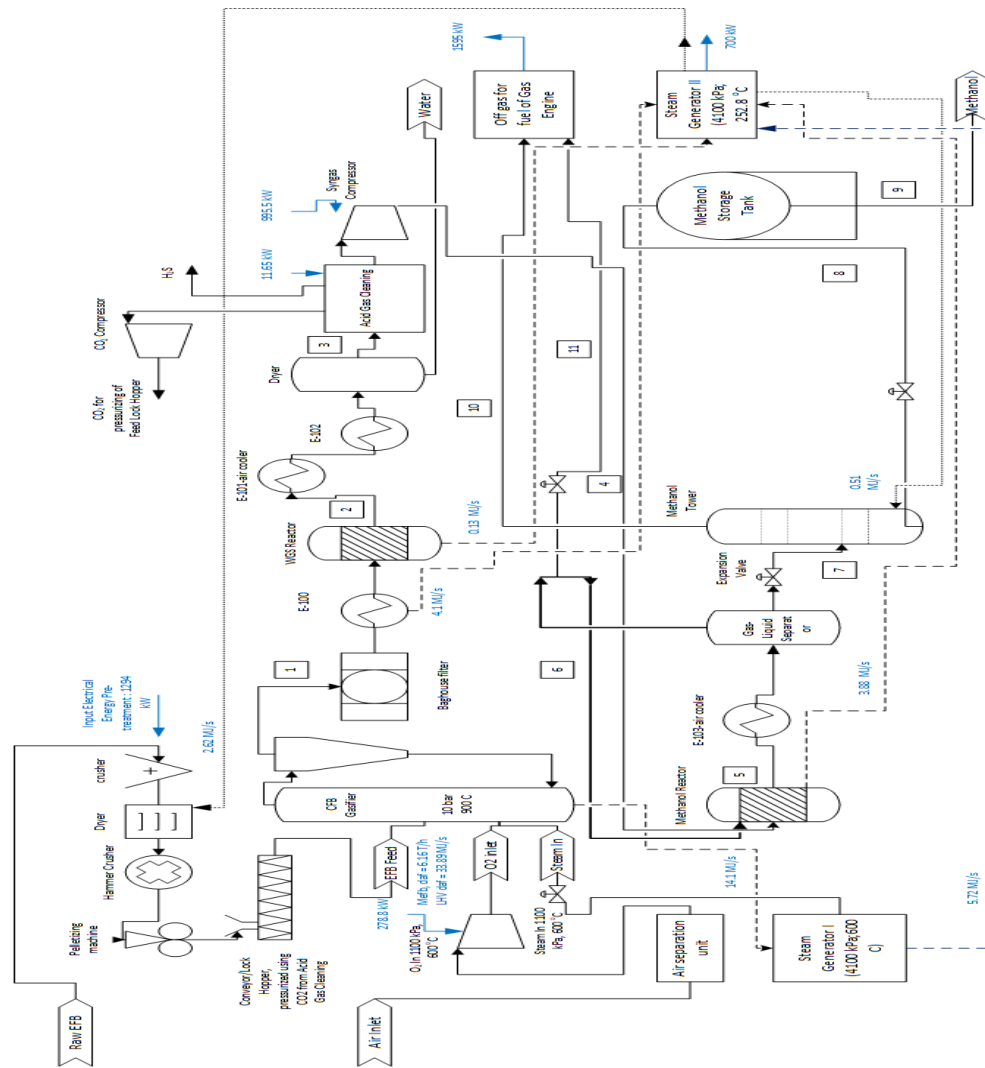
### 3.4 Desain Pabrik Metanol

Diagram Alir Proses (PFD) sintesis Metanol dikembangkan dan ditunjukkan pada Gambar 3-7. dan beberapa parameter penting juga ditunjukkan. Proses desain pabrik metanol diuraikan dan dijelaskan dalam bagian desain pabrik Metanol. Teknologi dan konfigurasi proses yang digunakan untuk tujuan simulasi pada model yang dikembangkan adalah mengadopsi hasil penelitian yang dilakukan oleh [6], [24]–[26]. Secara garis besar, proses sintesis metanol dari TKKS mengikuti alur yang sama dengan proses sintesis DME, dimulai dengan pre-treatment TKKS, gasifikasi, dan sampai pemurnian syngas. Selanjutnya tahapan yang membedakan adalah reaksi pembentukan metanol dan proses pemurnian metanol. Reaksi pembentukan digambarkan seperti berikut.

- A. Sintesis Metanol. *Sweet syngas* dikompresi menjadi 5000 kPa (5 MPa), sesuai dengan tekanan operasi yang dinyatakan pada [77]. Reaktor yang digunakan adalah reaktor *Gibbs* untuk mensimulasikan sintesis Methanol dan reaksi yang terlibat adalah reaksi kesetimbangan berdasarkan [78]. Suhu operasi reaktor didasarkan pada 200 °C [77]. Suhu dipertahankan pada 200 °C selama reaksi. *Jacket cooler* digunakan untuk mempertahankan suhu reaktor Metanol, dan air sebagai pendingin akan berubah menjadi uap jenuh dengan menyerap panas reaksi sintesis metanol. Uap yang dihasilkan adalah bagian dari integrasi uap pada system pembangkit uap II. Produk dari reaktor metanol didinginkan hingga 60 °C, kemudian dipisahkan oleh *Gas - Liquid separator* yang mana *syngas* yang tidak terkonversi di-*recycle* ke reaktor sintesis metanol. Pada simulasi ini, 79% dari produk *reactor*

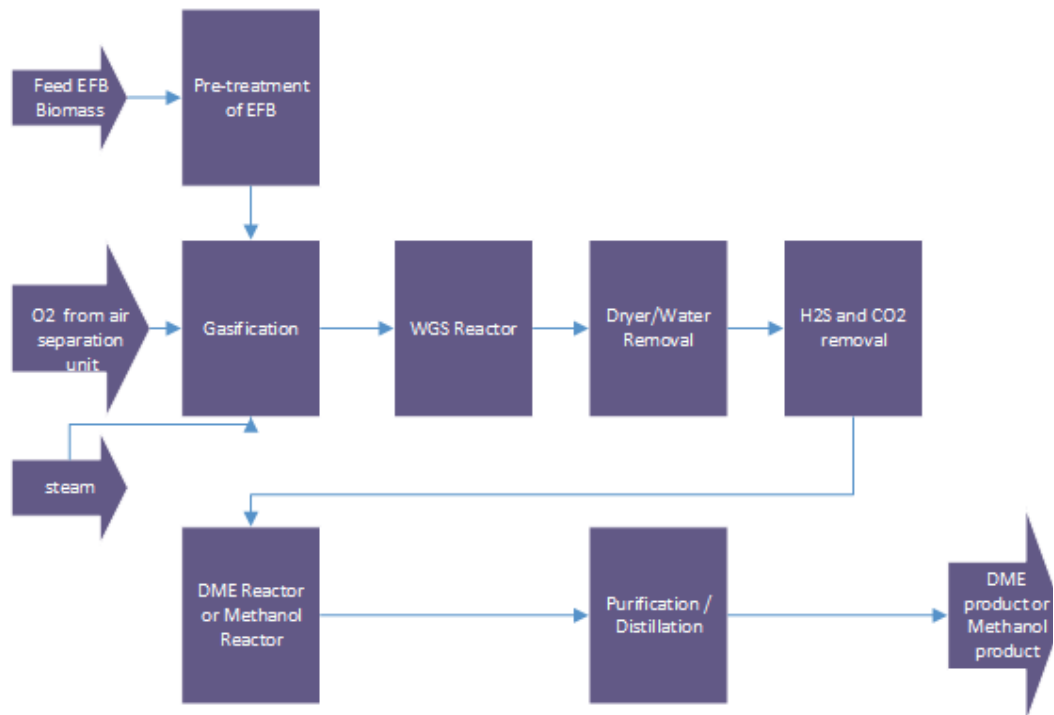
*methanol* yang tidak terkonversi di-*recycle* dan 21% sisanya dikirim ke jalur *off-gas*, yang selanjutnya digunakan sebagai bahan bakar *gas-engine* untuk pembangkitan listrik [24]. *Bottom outlet* dari *Gas-Liquid separator* mengalir ke bagian purifikasi.

- B. Distilasi. Proses distilasi hanya terjadi di satu menara distilasi. Itu terutama untuk memisahkan CO<sub>2</sub> dan gas ringan lainnya dengan metanol dan air. Menara ini memiliki 5 *stage* dan *stage* umpan masuk yang terletak di panggung nomor 1 dari kondensor di bagian atas. Gas sebagai produk teratas dicampur dengan *gas outlet* dari *Gas - Liquid separator* dan dikirim sebagai bahan bakar genset. Produk bawah mengandung metanol, dan sedikit air. Kemurnian metanol hasil purifikasi adalah > 98%, tingkat kemurnian yang dihasilkan memenuhi spesifikasi metanol berdasarkan [79].
- C. *Steam Generation* dan Pembangkitan Listrik. *Steam generation* untuk proses dan pembangkit listrik berasal dari panas buangan dari pabrik. Ada dua generator uap yang tersedia. Pertama, adalah uap yang dihasilkan oleh panas limbah dari *CFB gasifier* dan diberi nama sebagai generator uap I seperti yang ditunjukkan pada gambar 3.4. Yang kedua adalah kombinasi limbah panas dari reaktor WGS, reaktor Metanol, dan E-100, semuanya digabungkan sebagai pembangkit uap II seperti yang ditunjukkan pada gambar 3-4. Tenaga listrik untuk pabrik metanol dihasilkan dengan menggunakan satu turbin uap pada sistem pembangkit uap I dan II, dan dua genset yang digerakkan oleh *Internal Combustion Engine (ICE)* yang berbahan bakar *off-gas*, dan genset lain yang digerakkan oleh ICE, dengan menggunakan bahan bakar jenis lain.



**Gambar 3-7.** Process Flow Diagram (PFD) Pabrik Metanol

*Block Flow Diagram* desain dari pabrik DME atau pabrik Methanol digambarkan pada Gambar 3-8.



**Gambar 3-8.** Block Flow Diagram Proses Sintesis DME atau Metanol Berbasis

Gasifikasi TKKS

### 3.5 Economic Analysis

Analisis ekonomi dilakukan untuk pembangunan pabrik DME yang terintegrasi dengan *palm oil mill* yang sudah ada, ada tiga aspek yang dicakup dalam pembahasan ekonomi.

#### 3.5.1 Aspek Pasar

Diasumsikan bahwa pasar untuk DME atau Metanol sudah tersedia dan lokasinya ada di salah satu pabrik kelapa sawit yang mempunyai akses yang cukup baik ke jalan utama. DME diperlakukan sebagai pengganti LPG, karena karakteristiknya seperti yang disebutkan di atas. Lokasi dapat dipilih di tempat lain

di Indonesia. Harga DME akan mengikuti harga LPG Propana Aramco FOB di USD 560 per ton [80]. Dapat dimengerti bahwa permintaan LPG meningkat setiap tahun karena sekarang LPG menjadi bahan bakar utama untuk rumah tangga di Indonesia, sejak program konversi yang dimulai pada 2007 [55].

### 3.5.2 Chemical Engineering Plant Cost Index

Investasi merupakan dasar untuk menemukan indeks biaya pabrik Kimia (CEPCI). CEPCI dapat ditemukan dengan membandingkan indeks biaya pada tahun ini dengan indeks tahun referensi. Indeks pada tahun referensi digunakan sebagai biaya dasar, dan biaya baru pada tahun proyek dapat ditemukan dengan menggunakan (3-5) yang diperoleh dari [54].

$$Present\ cost = reference\ cost \times \left( \frac{CEPCI\ at\ present}{CEPCI\ at\ reference\ time} \right) \quad (3-5)$$

Tahun referensi untuk peralatan utama adalah tahun 2014 sebagai dasar biaya dari Aspen Hysys versi 8.8 yang digunakan [81], gasifier dan sistem pemberian tekanan tinggi adalah tahun 2011 [82], *pre-treatment* biomassa TKKS didasarkan pada tahun 2015 [83], pemisahan unit udara didasarkan pada tahun 2007 [84], penghapusan gas asam (*MEA sweetening*) didasarkan pada tahun 2010 [85], dan *balance of plant* (peralatan proses lainnya) didasarkan pada tahun 2014 [86].

### 3.5.3 Aturan Six-Tenths

Biaya untuk peralatan seperti *gasifier*, sistem pengumpan bertekanan tinggi, unit pemisahan udara, dan *acid gas cleaning unit*, diperoleh dengan menggunakan aturan *six-tenths* [87]. Aturan dapat digunakan dengan menggunakan (3-6).

$$C_B = C_A \left( \frac{S_B}{S_A} \right)^{0.6} \quad (3-6)$$

Yang mana,  $C_B$  adalah perkiraan biaya peralatan yang memiliki ukuran  $S_B$  (bisa berupa unit apa saja, massa, liter, kW, dan lainnya) dan  $C_A$  adalah biaya peralatan yang diketahui memiliki ukuran  $S_A$  (unit yang sama dengan  $S_B$ ).

### 3.5.4 Estimasi Biaya Modal

Komponen dasar dalam pabrik DME adalah biaya peralatan, biaya *overhead*, biaya administrasi dalam melakukan bisnis, dan laba. Dari daftar peralatan yang ada dan spesifikasi yang dapat diterima, perkiraan dapat dibuat. Yang paling penting adalah membuat dasar dari peralatan proses yang digunakan berdasarkan daftar peralatan. Biaya instalasi peralatan dapat dicari sebagai persentase dari total biaya peralatan [54]. Dalam penelitian ini metode yang digunakan untuk memperkirakan *fix cost* atau biaya tetap adalah metode persentase dari total biaya instalasi instalasi [54].

### 3.5.5 Estimasi Biaya Operasi

Estimasi biaya lengkap mencakup banyak hal. Perkiraan biaya variabel yang tercakup adalah sebagai berikut: bahan mentah; biaya utilitas, termasuk: uap, udara terkompresi, pendinginan, listrik; biaya pengolahan air atau air; biaya tenaga kerja; biaya perawatan; asuransi dan pajak; biaya *overhead* pabrik, semua biaya untuk fasilitas proses yang tidak dapat dibebankan ke biaya lain; biaya yang terkait dengan penjualan dan pemasaran; biaya penelitian dan pengembangan; dan biaya administrasi [54].

### 3.5.6 Pengukuran Keuntungan

Memperoleh keuntungan adalah tujuan yang jelas dari suatu investasi dan itu adalah sesuatu yang dapat diukur untuk evaluasi secara ekonomi. Pengukuran dengan mempertimbangkan nilai waktu dari uang untuk kelayakan suatu proyek diukur dengan hal berikut [88].

1. NPV, nilainya dapat diperoleh dari fungsi NPV Microsoft excel.
2. IRR, nilai dapat diperoleh dari fungsi IRR dari Microsoft Excel.

Selain itu berapa lama Pay Back Period (PBP) dapat dicari di-*spreadsheet cash flow* dengan melihat aliran cash terdiskonto dari awal proyek sampai aliran cash terdiskonto mulai menunjukkan nilai positif.

## BAB 4

# HASIL DAN DISKUSI

### 4.1 Neraca Massa Proses Gasifikasi pada *CFB Gasifier*

Neraca massa untuk sistem gasifikasi pada gasifier ditampilkan pada tabel 4-

1. Nama aliran berdasarkan gambar 3.5 pada Bab 3 Metodologi.

**Tabel 4-1.** Neraca Massa *CFB Gasifier*

Nama Aliran		Feed Biomass	Steam In	Oxygen In	Raw Syngas	Carbon Loss
		Input			Output	
<b>Komponen</b>						
TKKS	(kg/h)	6160				
Carbon	(kg/h)				49	7
O <sub>2</sub>	(kg/h)			2965		
H <sub>2</sub>	(kg/h)				425	
CO	(kg/h)				8166	
CO <sub>2</sub>	(kg/h)				1762	
H <sub>2</sub> O	(kg/h)		2279		700	
CH <sub>4</sub>	(kg/h)				213	
H <sub>2</sub> S	(kg/h)				39	
N <sub>2</sub>	(kg/h)				43	
CH <sub>3</sub> OH	(kg/h)					
CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	(kg/h)					
<b>Sub total</b>	(kg/h)	6160	2279	2965	11397	7
<b>Total</b>	(kg/h)		11404		11404	

## 4.2 Validasi Model Gasifier CFB

**Tabel 4-2.** Perbandingan Komposisi *Producer Gas* Referensi dengan Model

Sources	CGE (%)	Gas Composition (Vol%) *			
		H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>
[68]	85	34	45	17	4
<b>Model prediction</b>	73	34	46	20	1

\* Vol% = mol% pada temperature operasi yang tinggi (gas ideal)

Prediksi terutama untuk komposisi hasil syngas CO dan H<sub>2</sub> sesuai dengan data referensi. *Cold Gas Efficiency* (CGE) sebagai hasil dari simulasi lebih rendah dari CGE sebenarnya dari data pabrik metanol dengan *gasifier* HTW Winkler [68]. Model prediksi CO<sub>2</sub> dan CH<sub>4</sub> sedikit kurang akurat. Lebih banyak komplikasi reaksi dapat terjadi selama proses gasifikasi nyata dengan menggunakan *gasifier* HTW Winkler. Berdasarkan hasil yang ditabulasi, CH<sub>4</sub> di bawah atau di atas prediksi adalah masalah umum bagi *model developer* [62], [65]. Prediksi CGE yang lebih rendah jelas terlihat sebagai efek dari kandungan CO<sub>2</sub> yang lebih tinggi.

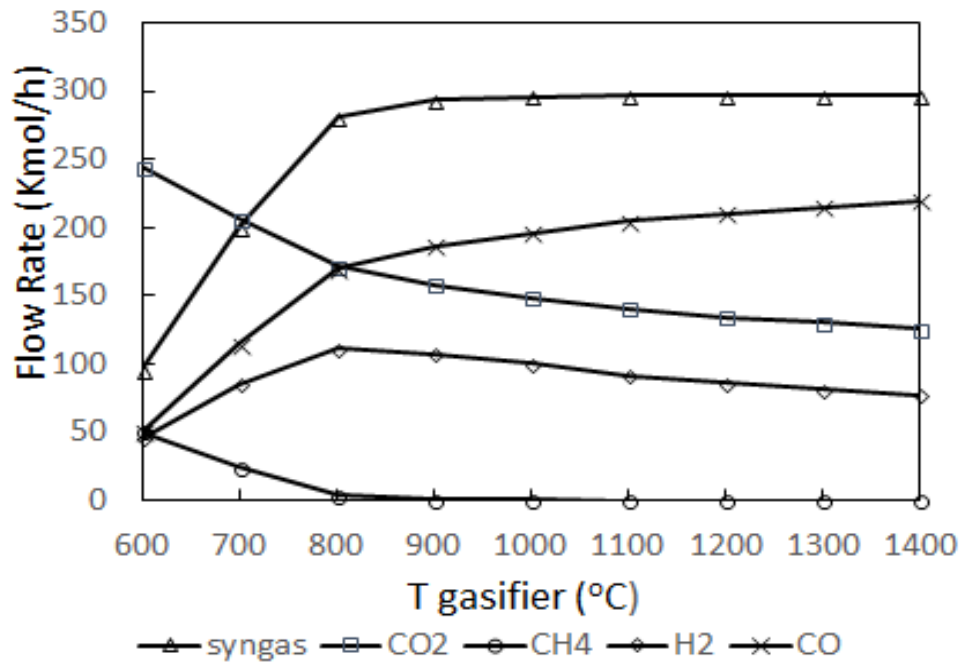
## 4.3 Efek Temperatur Reaktor

### 4.3.1 Efek Temperatur Reaktor

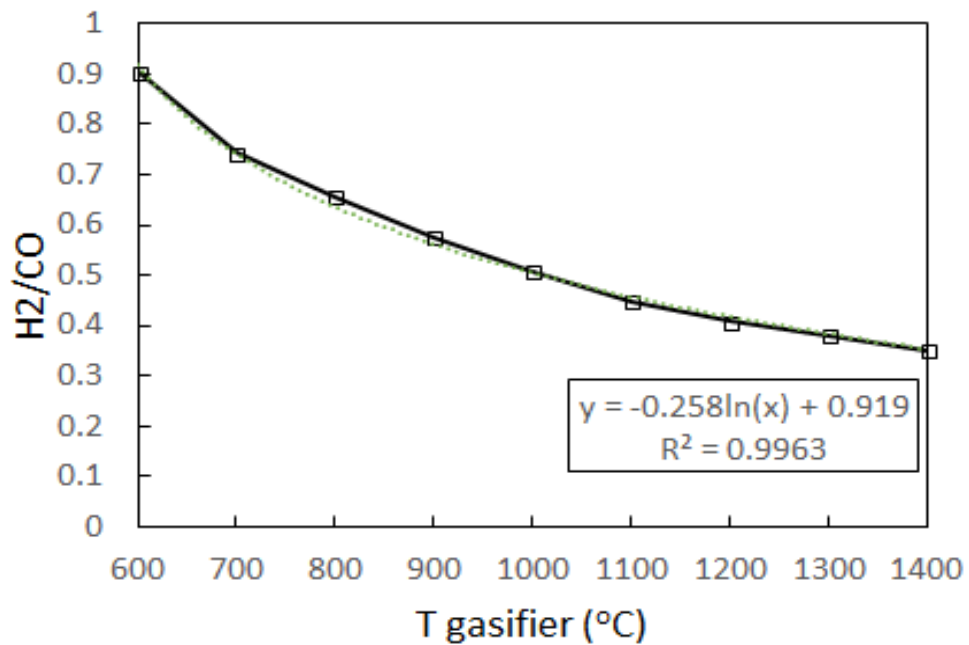
Suhu reaktor (*gasifier A dan gasifier B*) bervariasi dari 600 °C hingga 1400 °C. Nilai *Equivalence Ratio* (ER) ditetapkan pada ER = 0,6 [64] dan *Steam to Biomass Ratio* TKKS (S / B) ditetapkan pada S / B = 0,23 [64]. Berdasarkan Gambar 4-1, temperatur memberikan pengaruh yang signifikan terhadap produksi *syngas* (CO + H<sub>2</sub>), ketika temperatur meningkat, hasil *syngas* turut meningkat, dan pada suhu di atas 800 °C, hasil produksi *syngas* tidak mengalami peningkatan yang

signifikan. Dari Gambar 4-1 ditunjukkan bahwa dengan peningkatan temperatur, kandungan  $\text{CO}_2$  menurun. Pembentukan  $\text{CO}_2$  dijelaskan oleh reaksi R6 dan R8 (tabel 3-2, pada bab 3),  $\text{CO}_2$  menurun dengan cepat dari 600 °C menjadi 800 °C, dan kemudian menurun secara perlahan. Hal yang paling menarik, ketika  $\text{CO}_2$  menurun dengan cepat, CO meningkat dengan cepat. Pada temperatur di atas 800 °C, hampir tidak ada efek yang signifikan untuk menghasilkan  $\text{CH}_4$ , sedangkan hasil  $\text{H}_2$  sedikit saja bertambah. Semakin tinggi temperatur, semakin tinggi efisiensi konversi karbon seperti yang dapat dilihat pada hasil CO pada temperatur tinggi. Temperatur untuk menghasilkan  $\text{H}_2$  optimum adalah 800 °C, di mana  $\text{H}_2$  berada pada hasil tertinggi.

Temperatur tinggi akan memberikan hasil lebih banyak *syngas*, sebaliknya, rasio  $\text{H}_2$  terhadap CO akan turun, seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4-2. Fenomena ini terjadi karena temperatur tinggi mendukung reaksi endotermik [62]. Reaksi yang melibatkan CO semuanya endotermik, oleh karena itu temperature reaktor yang tinggi cenderung bergeser lebih pada produksi CO baik sebagai produk atau reaktan, terutama untuk reaksi R3, R4, R8 dan R9 (tabel 3-2, pada bab 3).



**Gambar 4-1.** Efek temperature gasifier pada syngas yang dihasilkan



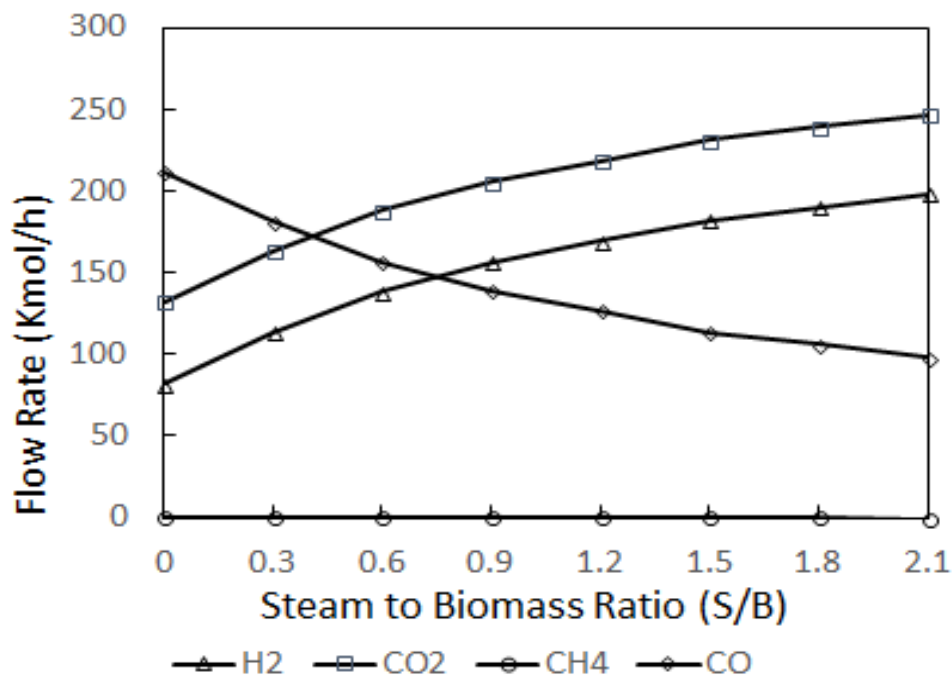
**Gambar 4-2.** Efek temperature gasifier pada rasio H<sub>2</sub>/CO

Persamaan pada Gambar 4-2 diperoleh dengan menambahkan *trendline* Microsoft Excel ke dalam petak data  $H_2 / CO$  vs data temperatur reaktor. Pola data menunjukkan kecenderungan eksponensial, maka *trendline* yang ditambahkan adalah *trendline* eksponensial, dan nilai  $R^2$  menunjukkan nilai 0,9963 yang menunjukkan bahwa data sesuai dengan garis eksponensial. Untuk reaksi pembentukan  $H_2$  yang terjadi adalah reaksi R4 dan R9 saja (tabel 3-2, pada bab 3). Pada temperatur tinggi, lebih banyak CO diproduksi, dan lebih sedikit  $H_2$  yang diproduksi seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4-1, dan kemudian nilai  $H_2 / CO$  akan berkurang ketika suhu meningkat seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4-2. Kandungan  $CH_4$  menurun pada suhu yang lebih tinggi, karena reaksi endotermik (R8; tabel 3-2, pada bab 3). Pembentukan  $CH_4$  tidak diinginkan karena membuat efisiensi *syngas* menjadi lebih rendah [64]. Hasil *syngas* lebih tinggi pada suhu tinggi, tetapi temperatur pelunakan abu (*ash softening*) harus dihindari untuk mencegah aglomerasi partikel [68]. Korelasi antara suhu gasifikasi dan  $H_2 / CO$  dapat diwakili oleh persamaan yang ditunjukkan pada Gambar 4-2, yang menunjukkan hubungan logaritmik antara  $H_2 / CO$  versus temperatur *gasifier*.

#### 4.3.2 Efek Rasio *Steam* terhadap Biomassa

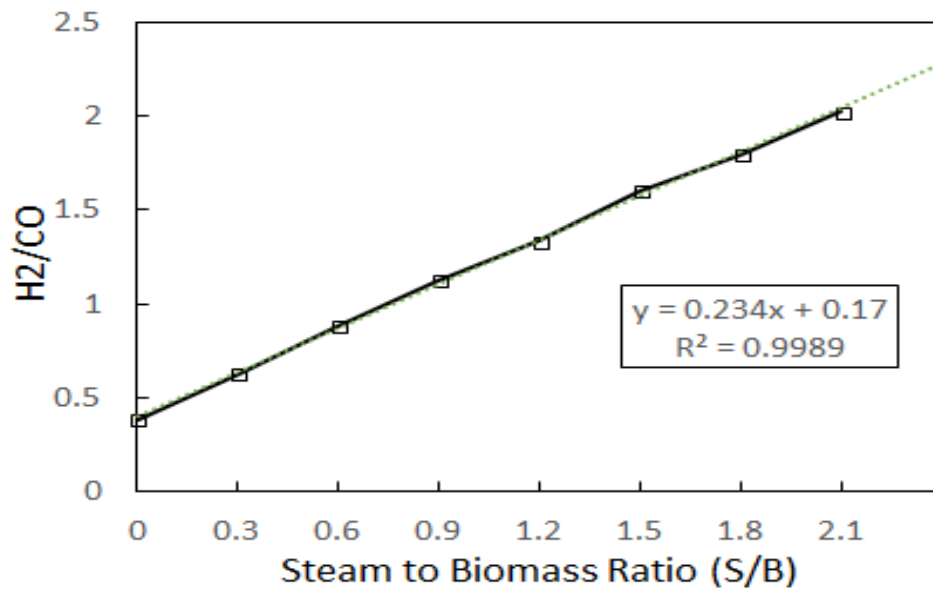
Rasio uap terhadap biomassa ( $S / B$ ) mempengaruhi produksi *syngas*.  $S / B$  dapat dihitung dengan menggunakan (3-2). Dampak  $S / B$  telah diteliti dengan memvariasikan nilai  $S / B$  antara 0 hingga 2,1 dengan interval 0,3. Temperatur operasi ditetapkan pada  $T = 900\text{ }^\circ\text{C}$  [68] dan  $ER = 0,6$  [64]. Semakin tinggi nilai  $S / B$ , semakin banyak  $H_2$  yang dihasilkan, seperti yang ditunjukkan pada gambar 4.3. Sedangkan untuk CO yang dihasilkan berbanding terbalik dengan  $S / B$ . Peningkatan komposisi  $CO_2$  dalam gas produk adalah karena reaksi pergeseran gas-

air (R8) (tabel 3-2, pada bab 3), yaitu reaksi eksotermik yang lebih memilih  $\text{CO}_2$  sebagai produk bersama dengan  $\text{H}_2$ . Produksi  $\text{CH}_4$  sangat rendah sejak *CFB gasifier* beroperasi pada suhu tinggi. Dari Gambar 4.4, rasio S / B optimum adalah pada 0,4 hingga 0,5, untuk rasio  $\text{H}_2$  terhadap  $\text{CO}$  ( $\text{H}_2 / \text{CO}$ ) = 1.



**Gambar 4-3.** Efek S/B pada produk *syngas*

Gambar 4.3 menunjukkan bahwa S / B memiliki pengaruh yang signifikan terhadap rasio  $\text{H}_2 / \text{CO}$ . Seperti dapat dilihat,  $\text{H}_2 / \text{CO}$  berbanding lurus dengan S / B, ketika S / B meningkat,  $\text{H}_2 / \text{CO}$  juga meningkat. Fenomena ini dapat dijelaskan dengan R4, R8, dan R9 (tabel 3-2, pada bab 3) , yang mana pembentukan produk  $\text{H}_2$  berkorelasi dengan  $\text{H}_2\text{O}$  sebagai reaktannya. Uap itu sendiri adalah uap  $\text{H}_2\text{O}$ , dan S / B berkorelasi dengan jumlah uap yang terlibat pada reaksi. Semakin banyak uap yang terlibat dalam reaksi, semakin banyak  $\text{H}_2$  dan  $\text{CO}_2$  yang dihasilkan. korelasi antara  $\text{H}_2 / \text{CO}$  vs S / B ditunjukkan oleh persamaan pada Gambar 4.4.



**Gambar 4-4.** Efek S/terhadap H<sub>2</sub>/CO

Persamaan pada Gambar 4.4 yang didasarkan pada plot data H<sub>2</sub> / CO vs data rasio uap ke biomassa menunjukkan pola linier, oleh karena itu dengan menambahkan *trendline* linier Microsoft Excel, persamaan dapat diturunkan. Persamaan memiliki  $R^2 = 0,9989$  yang menunjukkan bahwa data sesuai dengan *trendline* linier yang ditambahkan.

#### 4.3.3 Efek Dari Equivalence Ratio

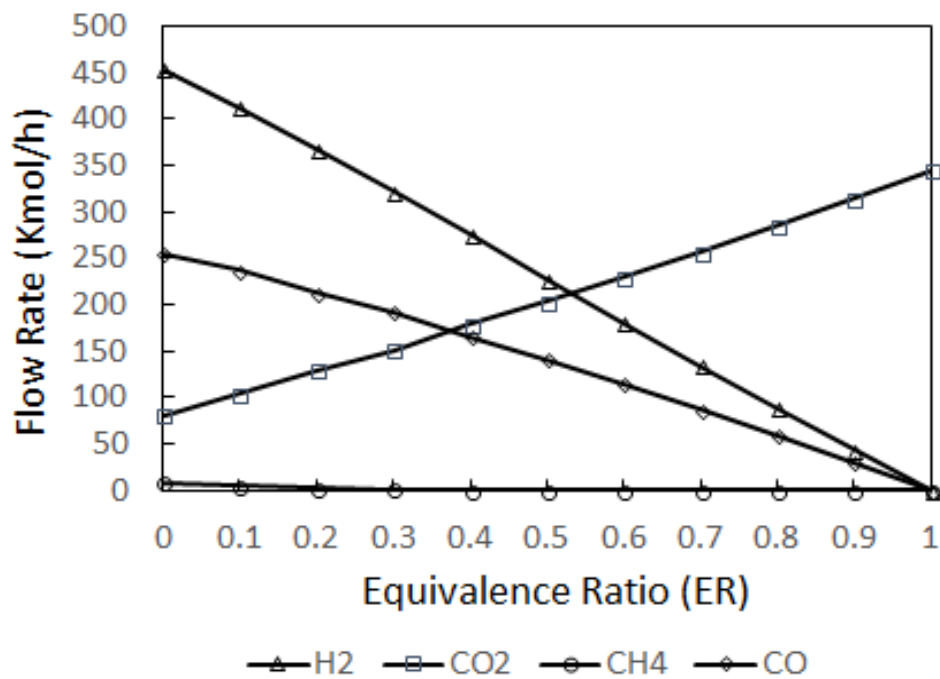
Jumlah O<sub>2</sub> untuk gasifikasi dikuantifikasi oleh Equivalence Ratio (ER). Nilai ER untuk reaksi gasifikasi di bawah 1, sedangkan jika nilai ER lebih besar dari 1, reaksi menjadi reaksi pembakaran [2].

Kuantitas oksigen stoikiometri dapat ditentukan dengan meningkatkan jumlah inlet oksigen di Aspen Hysys secara progresif dengan S / B = 0. Berdasarkan simulasi, untuk laju aliran biomassa TKKS pada 6,16 ton / jam, kebutuhan oksigen stoikiometrik adalah 11.860 kg / h. Nilai ER di bawah 1 diinginkan karena fokusnya adalah untuk mendapatkan CO sebagai produk gasifikasi. Saluran masuk oksigen

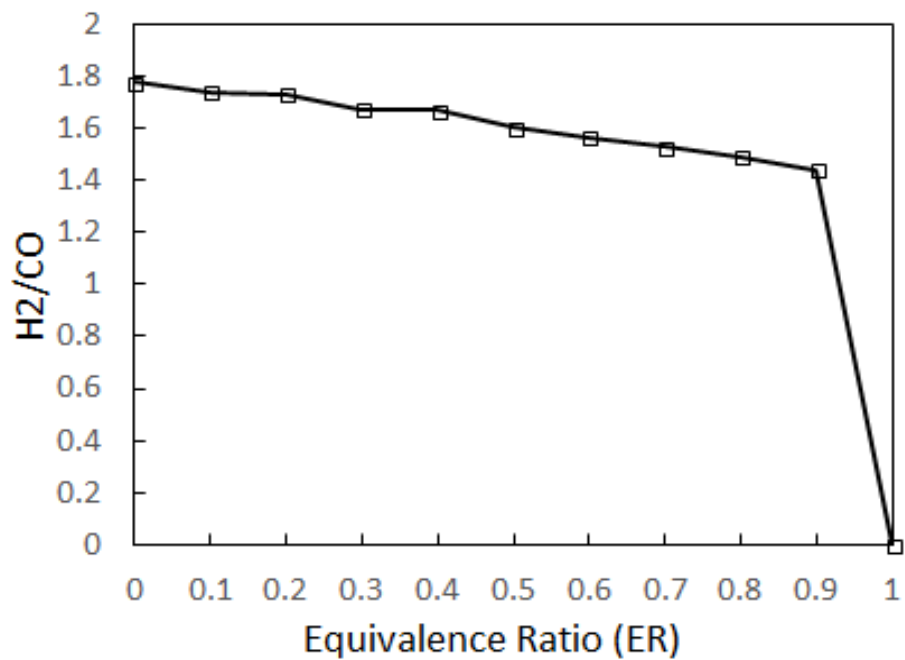
berada pada tekanan yang sama dengan tekanan operasi gasifier pada 1000 kPa. Pengaruh ER terhadap *syngas flowrate* dan komposisi gas *outlet* disimulasikan dengan nilai  $S / B = 1,5$  dan temperatur gasifier pada 900 °C. Nilai ER bervariasi dari 0 hingga 1 dengan interval 0,1.

Gambar 4-5 menunjukkan bahwa produksi CO<sub>2</sub> meningkat setiap kali nilai ER meningkat. Produksi CO<sub>2</sub> harus minimum, untuk membuat hilangnya karbon pada proses gasifikasi menjadi minimum, maka nilai ER optimal harus dipilih pada nilai di bawah 1. Nilai ER harus dipilih pada nilai di bawah 1 dalam kombinasi dengan nilai  $S / B$ . Hal ini ditunjukkan pada Gambar 4-5 bahwa jumlah H<sub>2</sub> akan menurun ketika nilai ER meningkat sampai 1. Dari Gambar 4-6 pada ER = 1, H<sub>2</sub> / CO menjadi 0, yang berarti tidak ada lagi H<sub>2</sub> dan CO yang dihasilkan, dan hanya CO<sub>2</sub> yang dihasilkan pada ER = 1, yang menunjukkan bahwa reaksi adalah reaksi pembakaran. Pada ER = 0, masih ada reaksi gasifikasi karena uap masih digunakan sebagai oksidan. Reaksi gasifikasi adalah gasifikasi uap.

Gambar 4.6 menegaskan bahwa reaksi gasifikasi harus memiliki ER = 1. Jika nilai ER lebih dari 1, reaksi adalah pembakaran sempurna yang menghasilkan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O dan gas lainnya. Hal ini menunjukkan bahwa nilai ER akan memberikan hasil yang optimal pada ER yang lebih kecil, tetapi nilai ER akan sesuai dengan oksidasi parsial dari *char*, dan jika O<sub>2</sub> terlalu kecil, tidak cukup untuk reaksi oksidasi terjadi.



Gambar 4-5. Efek ER pada produk *syngas*



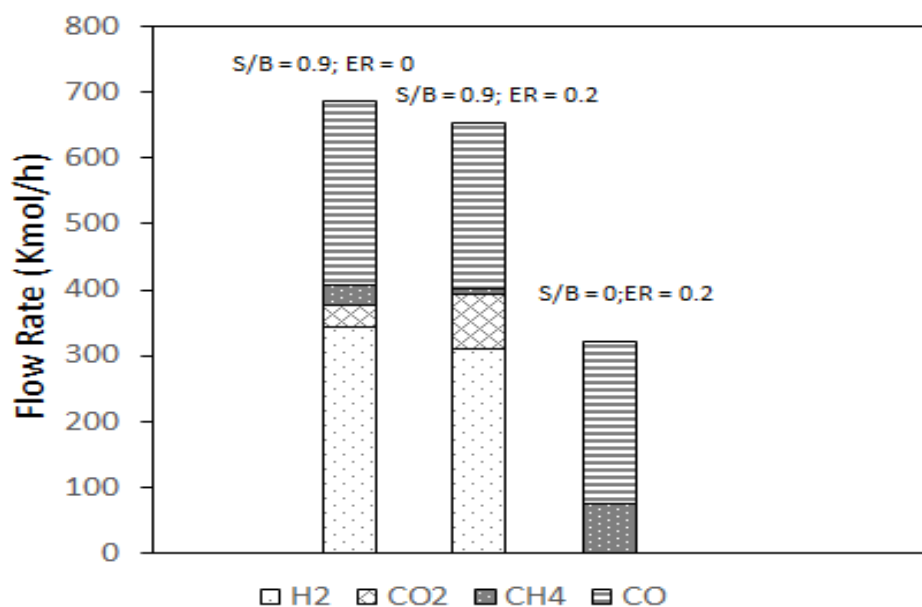
Gambar 4-6. Efek ER terhadap rasio H<sub>2</sub>/CO

#### 4.3.4 Efek Dari *Gasyfying Agent*

Gambar 4-7 menunjukkan bahwa dengan memvariasikan agen gasifikasi (S / B dan ER), pengaruhnya signifikan terhadap komposisi gas produk. Ketika gasifikasi dilakukan tanpa oksigen (S / B = 0,9; ER = 0), dan hanya menggunakan uap sebagai oksidan dan gasifikasi, hasil CO dan H<sub>2</sub> cukup besar, tetapi CH<sub>4</sub> juga ada dalam jumlah yang cukup besar. Sebagaimana disebutkan di atas, CH<sub>4</sub> tidak diinginkan karena akan menurunkan efisiensi dan untuk meminimalkan kandungan CO<sub>2</sub>, lebih banyak oksigen diperlukan. Jika tidak ada uap atau air yang terlibat dalam reaksi gasifikasi dan hanya oksigen murni yang digunakan sebagai oksidan, gas produk kebanyakan mengandung CO dan CH<sub>4</sub>.

Ketika gasifikasi dilakukan dengan oksigen dan uap (S / B = 0,9; ER = 0,2) ada penurunan yang signifikan pada konten CH<sub>4</sub>, tetapi CO<sub>2</sub> meningkat. Sintesis Bahan Bakar Kimia atau Cair membutuhkan uap dan O<sub>2</sub> sebagai oksidan [89].

Ketika gasifikasi dilakukan tanpa uap (S / B = 0; ER = 0,2), hanya ada hasil CO dan CH<sub>4</sub>, tidak ada H<sub>2</sub> yang dihasilkan. Tanpa H<sub>2</sub>, rute gasifikasi dengan menggunakan O<sub>2</sub> saja tidak cocok untuk sintesis kimia dan bahan bakar.



**Gambar 4-7.**Efek *gasyfying agent* pada *syngas* yang dihasilkan

Berdasarkan analisis sensitivitas di atas, hasil temperatur optimal untuk model ini yang memberikan kandungan H<sub>2</sub> tertinggi pada produk *syngas*, melebihi yang diberikan oleh [90], di mana suhu optimum adalah 650 hingga 700 °C. Penelitian yang dilakukan oleh [91] menunjukkan tidak ada pengaruh signifikan peningkatan temperature terhadap hasil H<sub>2</sub>, oleh karena itu penelitian ini lebih mirip dengan hasil studi [90]. Penelitian yang dilakukan oleh [60] menunjukkan peningkatan hasil *syngas* ketika temperatur *gasifier* meningkat, tetapi temperatur *gasifier* maksimum terbatas hanya sampai 800 °C. Penelitian ini mengungkapkan bahwa suhu optimum di mana hasil tertinggi H<sub>2</sub> dicapai pada temperatur 800 °C, dan rasio optimum H<sub>2</sub> / CO pada 800 °C adalah 0,65. Karena tujuan dari penelitian ini tidak secara khusus menargetkan H<sub>2</sub>, suhu optimum bisa berada di mana saja di atas 800 °C, dan rasio H<sub>2</sub> / CO tergantung pada kebutuhan proses lebih lanjut (Sintesis kimia, pembangkit listrik, produksi H<sub>2</sub>, dll), dan penyesuaian pada H<sub>2</sub> / CO akan dilakukan melalui reaksi *water-gas shift* (WGS) pada reaktor WGS [64].

Makalah ini menunjukkan pentingnya rasio  $H_2 / CO$  sebagai model yang dikembangkan dalam simulasi untuk simulasi lebih lanjut sintesis kimia berdasarkan gasifikasi TKKS. Tesis ini membahas pengaruh temperatur, efek ER, pengaruh rasio uap terhadap biomassa (S/B), dan *gasifying agent ratio* (S/B dan ER disimulasikan pada saat yang sama).

Efek dari S / B yang ditunjukkan pada gambar 4.3 sangat penting untuk produksi *syngas* kaya kandungan  $H_2$ , semakin banyak uap yang dimasukkan ke *gasifier*, semakin banyak kandungan  $H_2$  pada *syngas* yang dihasilkan. Selain  $H_2$ , S / B yang lebih tinggi mempengaruhi kadar  $CO_2$  pada produk *syngas*, ketika S / B meningkat, konten  $CO_2$  juga meningkat. S / B rasio harus diimbangi dengan nilai ER rendah untuk mengontrol pembentukan  $CO_2$ , nilai ER rendah yang diinginkan untuk menurunkan kandungan  $CO_2$ , seperti yang ditunjukkan pada gambar 4.7 , tetapi jika pembentukan  $CH_4$  perlu dipertahankan pada persentase atau tingkat yang rendah, ER harus  $> 0$ . Jika lebih banyak produk  $H_2$  yang diinginkan, S / B harus ditingkatkan, dan nilai optimum tergantung pada  $H_2 / CO$  yang diinginkan. Untuk sintesis kimia komponen murni tinggi CO dan  $H_2$  diperlukan, sehingga gasifikasi dengan steam-oksigen penting, terutama dalam memberikan rasio  $H_2$  yang tepat terhadap CO, yang diperlukan untuk sintesis kimia seperti DME ( $H_2 / CO = 1$ ) [73], dan *bio-gasoline* melalui rute *Fischer-Tropsch* ( $H_2 / CO = 2$ ) [92].

## 4.4 Simulasi Proses DME Plant

### 4.4.1 Neraca Massa DME Plant

Berdasarkan Gambar 3-2 pada Bab 3, neraca massa keseluruhan DME plant ditampilkan pada tabel 4-3 dan tabel 4-4.

**Tabel 4-3.** Neraca Massa Input Pabrik DME

Stream Name	Feed Biomass	Steam In	Oxygen In	Steam WGS In
Input				
<b>Komponen</b>				
TKKS (kg/h)	6160			
Carbon (kg/h)				
O2 (kg/h)			2965	
H2 (kg/h)				
CO (kg/h)				
CO2 (kg/h)				
H2O (kg/h)		2279		130
CH4 (kg/h)				
H2S (kg/h)				
N2 (kg/h)				
CH3OH (kg/h)				
Ammonia (kg/h)				
CH3OCH3 (kg/h)				
<b>Sub total</b> (kg/h)	6160	2279	2965	130
<b>Total</b> (kg/h)		<b>11534</b>		

**Tabel 4-4.** Neraca Massa Output Pabrik DME

Stream Name	DME Product	Carbon Loss	Water	Solid Out	Offgas to Gas Engine	Water to WTP	Acid Gas
Output							
<b>Komponen</b>							
TKKS (kg/h)							
Carbon (kg/h)		7		49			
H2 (kg/h)					11		
CO (kg/h)					319		
CO2 (kg/h)					3632		3165
H2O (kg/h)	1		74		0	50	
CH4 (kg/h)					191		
H2S (kg/h)							38
N2 (kg/h)					40		1
CH3OH (kg/h)	0				1	106	
CH3OCH3 (kg/h)							
H3 (kg/h)	3085				517		
<b>Sub total</b> (kg/h)	3086	7	74	49	4712	156	3204
<b>Total</b> (kg/h)				<b>11288</b>			

Massa keluaran sebesar 11288 kg/h lebih rendah dari massa masukan sebesar 11534 kg/h. Selisih ini dipengaruhi kehilangan pada saat reaksi maupun proses *recycle*.

#### 4.4.2 Hasil Simulasi Proses DME Plant

Hasil simulasi pada setiap nomor aliran yang ditunjukkan pada gambar 3.6 ditabulasikan pada tabel 4-5. Hasil simulasi menunjukkan total massa dan aliran molar, suhu operasi, tekanan operasi, dan komposisi setiap zat yang dihasilkan.

Rasio H<sub>2</sub> ke CO pada jumlah aliran 2,3, 4 sama dengan 1, dan ini diperlukan menurut teknologi JFE [49] untuk sintesis langsung DME (*single-stage*). Produk DME mentah diwakili oleh nomor aliran 5. Aliran selanjutnya didinginkan dan dipisahkan dalam *Liquid-Gas Separator*, di mana produk gas sebagian besar terdiri dari CO<sub>2</sub> dan *syngas* yang tidak bereaksi (H<sub>2</sub> dan CO), CH<sub>4</sub>, dan CO<sub>2</sub>. Produk gas didaur ulang pada 95% mol dan sisanya 5% mol dikirimkan dan dicampur dengan produk atas *off-gas tower*, yang selanjutnya digunakan sebagai bahan bakar ICE untuk pembangkit listrik.

Produk cair dari *Gas-Liquid separator* direduksi tekanannya dari 5000 kPa menjadi 1000 kPa, untuk mengikuti kondisi operasi bagian pemurnian DME .

Metanol yang dihasilkan pada aliran nomor 9 didaur ulang ke dalam reaktor DME. Nomor aliran 10 adalah produk DME dengan kemurnian 99,9%, karena DME memiliki kesamaan dengan LPG dalam hal sifat fisik, penanganan dan penyimpanannya mirip dengan LPG [48]. Hasil DME atas input TKKS untuk model yang dikembangkan adalah 50%. Tabel 4-6 menunjukkan massa input TKKS dan output DME, energi input TKKS dan energi output DME.

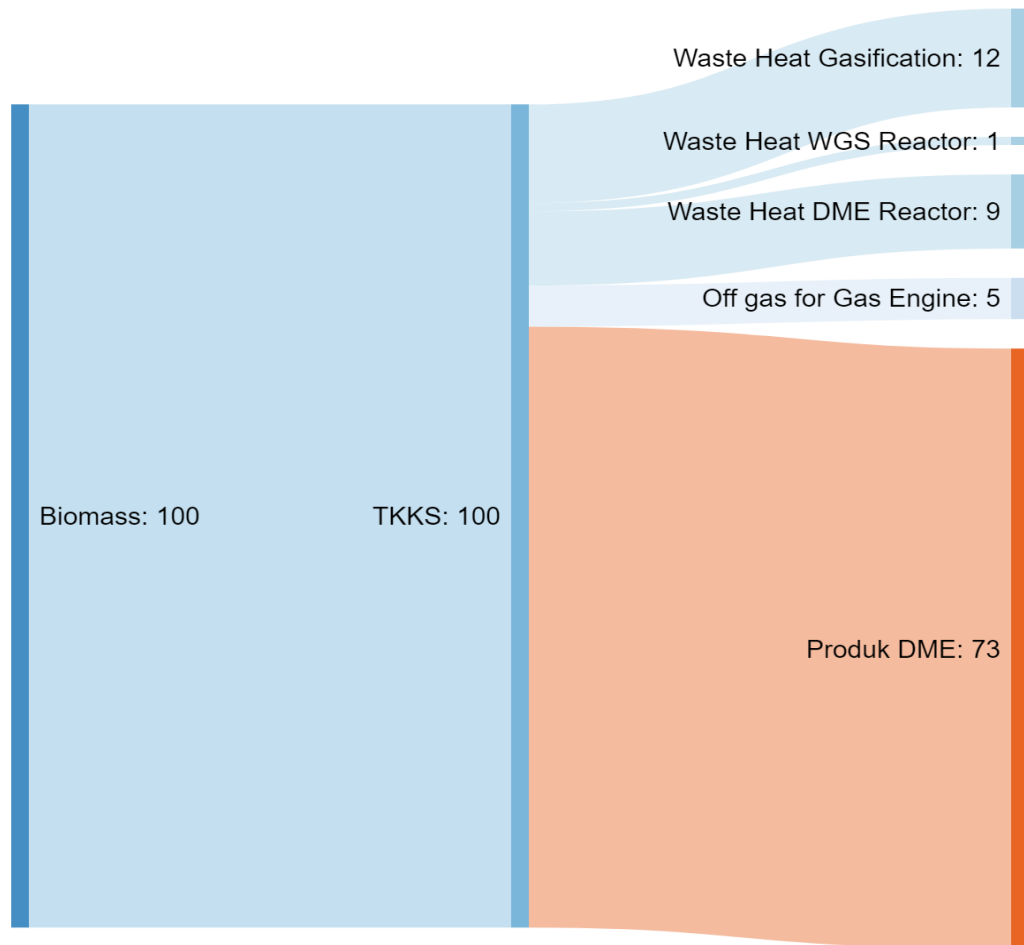
**Tabel 4-5.** Neraca Massa Keseluruhan DME Plant

Stream No.		1	2	3	4	5	7	8	9	10
Vapour Fraction		0.9932	1	1	1	1	0.2532	0	0	0
Temperature	<i>C</i>	900	400	25	25	260	-14	49	150	43
Pressure	<i>kPa</i>	1,000	997	997	5000	5000	1000	999	999	950
Molar Flow	<i>kgmole/h</i>	602	605	601	528	1,027	156	76	9	67
Mass Flow	<i>kg/h</i>	11,400	11,478	11,404	8,200	33,970	6,672	3,325	239	3,086
<b>Mole Frac (%)</b>										
H <sub>2</sub>		35.00	41.51	41.79	47.58	9.68	0.47	0.00	0.00	0.00
CO		48.47	41.62	41.91	47.71	17.26	1.70	0.00	0.00	0.00
CO <sub>2</sub>		6.66	13.22	13.31	1.52	41.60	41.19	0.00	0.00	0.00
H <sub>2</sub> O		6.46	1.02	0.34	0.39	0.31	1.80	3.71	31.95	0.05
CH <sub>4</sub>		2.20	2.19	2.21	2.51	14.04	3.20	0.00	0.00	0.00
H <sub>2</sub> S		0.19	0.19	0.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N <sub>2</sub>		0.26	0.25	0.26	0.29	2.00	0.21	0.00	0.00	0.00
CH <sub>3</sub> OH		0.00	0.00	0.00	0.00	0.62	3.78	7.81	68.02	0.01
CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>		0.00	0.00	0.00	0.00	14.48	47.64	88.48	0.04	99.94

**Tabel 4-6.** Efisiensi Energi Keseluruhan DME Plant

Parameter	Unit	Value
Energy in from TKKS	MJ	122029.6
Energy out from DME product	MJ	88969.4
Energy Efficiency	%	73

Hasil *energy balance* dari pabrik DME ditampilkan juga pada gambar 4.8 yang merupakan *sankey diagram* untuk *energy balance* pabrik DME. Kontribusi energi pada gambar 4.8 adalah dalam persentase.



**Gambar 4-8.** Sankey Diagram untuk Energy Balance pabrik DME

#### 4.4.3 Konsumsi Energi dan Pembangkitan Energi

Daya yang dihasilkan oleh turbin uap adalah 606 kW dan total permintaan daya listrik dari unit / bagian utama di pabrik DME ditunjukkan pada tabel 4-7. Tabel 4-8 menunjukkan tenaga yang dihasilkan untuk memenuhi permintaan pabrik DME. Hanya satu jenis penggerak Genset yang digunakan untuk pembangkit listrik, yaitu *Internal Combustion Engine* (ICE).

ICE pertama adalah tipe mesin gas yang menggunakan *off-gas* sebagai bahan bakar dan efisiensi konversi bahan bakar diasumsikan sebesar 38% [93].

Berdasarkan hasil simulasi, konversi CO pada simulasi adalah 64% pada 5000 kPa dan 260 °C. Konversi CO sesuai dengan hasil percobaan [49], di mana konversi CO lebih tinggi dari 50% pada 5 MPa dan 260 °C. Efisiensi model ini adalah 73% untuk TKKS yang sudah melewati proses *pre-treatment*, dan ini sedikit berbeda dengan hasil efisiensi yang diberikan oleh proses JFE pada 69,4% ketika menggunakan gas alam sebagai umpan. Efisiensi untuk biomassa yang dikarbonisasi seperti yang dilaporkan oleh [24] adalah 67%, sementara biomassa yang tidak mengalami proses karbonisasi hanya 60%. Studi ini mengungkapkan bahwa 50% input TKKS diubah menjadi DME, dan efisiensi energi dari TKKS ke DME adalah 73%. Konversi model biomassa yang dikarbonisasi ke DME yang dipelajari oleh [18] adalah 54%, dan itu cukup dekat dengan hasil yang diperoleh dalam penelitian ini. Kebutuhan listrik pabrik DME dapat dipenuhi oleh pemanfaatan panas limbah melalui pembangkit uap dan genset, di mana bahan bakar genset menggunakan DME sebagai produk akhir.

**Tabel 4-7.** Permintaan Energi Listrik Pabrik DME

<b>Plant Section/Unit</b>	<b>Power Consumption (kW)</b>	<b>Remarks</b>
Recycle pump	0.19	Hysys calculation
Air Separation Unit	824	From [18]
Pre-treatment TKKS/EFB	1294	From [72]
MEA Acid Gas Cleaning	22	From [85]
CO2 compressor	12.35	Hysys calculation
Refrigeration system	452	From [87]
Syngas Compressor	996	Hysys calculation
<b>Total Power Consumption</b>	<b>3600</b>	

**Tabel 4-8.** Energi Listrik yang dihasilkan Pabrik DME

<b>Power Generator</b>	<b>Power (kW)</b>	<b>Consumption</b>
Steam Turbine		606
Genset Off-Gas ICE		3077
<b>Power Generated</b>		<b>3683</b>

#### 4.4.4 Utilitas DME Plant

Selain kebutuhan daya, untuk menjalankan pabrik, utilitas diperlukan untuk mendukung operasi pabrik DME. Utilitas utama untuk operasi secara tahunan ditabulasikan pada tabel 4-9.

Konsumsi air hanya untuk pendinginan pada *gasifier* dan reaktor berjaket, sedangkan untuk proses, terutama *steam* digunakan. Refrigeran yang digunakan didasarkan pada perhitungan yang dilakukan di *Aspen Hysys*. Utilitas yang terdaftar adalah utilitas yang dibutuhkan untuk permintaan tahunan.

**Tabel 4-9.** Kebutuhan Utilitas Pabrik DME

<b>Utilities</b>	<b>Demand Per Year</b>	<b>Remarks</b>
Water (m3)	135666	Based on Hysys
Steam (tons)	87709	Generated from waste heat
Refrigerant (tons)	121	Based on Hysys

## 4.5 Simulasi Proses Metanol Plant

### 4.5.1 Hasil Simulasi Proses Metanol Plant

Hasil simulasi pada setiap nomor aliran yang ditunjukkan pada Gambar 3-7 ditabulasikan pada tabel 4-10. Hasil simulasi menunjukkan total massa dan aliran molar, suhu operasi, tekanan operasi, aliran panas, dan komposisi setiap zat yang dihasilkan.

Produk *Raw Methanol* diwakili oleh aliran nomor 5. Aliran kemudian didinginkan dan dipisahkan dalam *Gas-Liquid Separator* di mana produk gas sebagian besar terdiri dari CO<sub>2</sub> dan *syngas* yang tidak bereaksi (H<sub>2</sub> dan CO), CH<sub>4</sub>, dan CO<sub>2</sub>. Produk gas yang di-daur ulang adalah 79% mol dan sebanyak 21% mol dari produk gas dikirim dan dicampur dengan produk teratas dari menara distilasi Metanol sebagai *off-gas*. *Off-gas* dimanfaatkan sebagai bahan bakar ICE untuk pembangkit listrik.

Produk cair dari *Gas-Liquid Separator* diperluas dari 5000 kPa menjadi 1000 kPa, untuk mengikuti kondisi operasi bagian pemurnian Metanol .

**Tabel 4-10.** Neraca Massa Pabrik Metanol hasil simulasi

Stream No.		1	3	5	7	9
Vapour Fr.		0.9932	1	1	1	0
Temp	C	900	25	200	58.19	35
Pressure	kPa	1000	997	5000	1000	100
Molar Flow	kgmole/h	602	683	798	177	164
Mass Flow	kg/s	3.17	3.58	5.50	1.59	1.45
Heat Flow	MJ/s	- 11.41	- 23.41	- 32.42	-11.93	-9.56
<b>Mole Frac (%)</b>						
H <sub>2</sub>		35.09	48.80	14.49	0.18	0.00
CO		48.47	24.77	15.52	0.28	0.00
CO <sub>2</sub>		6.66	23.76	17.82	5.33	0.15
H <sub>2</sub> O		6.46	0.34	0.08	0.34	0.37
CH <sub>4</sub>		2.20	1.94	26.43	2.07	0.00
H <sub>2</sub> S		0.19	0.16	0.00	0.00	0.00
N <sub>2</sub>		0.26	0.22	3.35	0.12	0.00
CH <sub>3</sub> OH		0.00	0.00	22.30	91.67	99.5

Aliran nomor aliran 9 adalah produk Metanol dengan kemurnian 99,5%, karena Metanol berbentuk cair pada tekanan atmosfer dan pada suhu di bawah 63,9 °C [79]. Produk Metanol disimpan di tangki penyimpanan atmosfer, dengan terlebih dahulu mengurangi tekanan dalam aliran 8 ke tekanan atmosfer (aliran 9) dengan menggunakan katup penurun tekanan. Tangki dilengkapi dengan sistem pendingin air untuk mempertahankan suhu Metanol pada 35 °C. Massa Metanol yang dihasilkan dibandingkan massa umpan masuk TKKS untuk model yang dikembangkan adalah 85%. Tabel 4-11 menunjukkan efisiensi energi keseluruhan dari pabrik Metanol berdasarkan LHV.

**Tabel 4-11.** Efisiensi Energi Pabrik Metanol

<b>Parameter</b>	<b>Unit</b>	<b>Value</b>
TKKS in	Kg/h	6160
LHV TKKS in (daf, from HHV in [31])	MJ/kg	19.81
Methanol out	Kg/h	5233
LHV Methanol out	MJ/kg	19.83
Energy in from TKKS	MW	33.90
Energy out from Methanol product	MW	28.83
Energy Efficiency	%	85

#### 4.5.2 Konsumsi Energi dan Pembangkitan Energi

Total permintaan daya listrik dari unit utama dan bagian di pabrik Metanol ditunjukkan pada tabel 4-12. Hal ini menunjukkan bahwa permintaan listrik didominasi oleh konsumsi ASU dan *pre-treatment* TKKS.

Tabel 4-13 menunjukkan tenaga yang dihasilkan dari panas buangan dan *off-gas* untuk memenuhi kebutuhan listrik pabrik Methanol. Ada kekurangan pada listrik yang dihasilkan jika pembangkit hanya mengandalkan listrik dari panas buangan dan *off-gas*. Kekurangannya sendiri 1122 kW, maka genset tambahan harus disediakan.

**Tabel 4-12.** Konsumsi Energi Listrik Pabrik Metanol

<b>Plant Section/Unit</b>	<b>Power Consumption (kW)</b>
Air Separation Unit	1103
Syngas compressor	996
Pre-treatment EFB/TKKS	1294
Acid Gas Cleaning	11.65
CO2 compressor	12.35
<b>Power Demand</b>	<b>3417</b>

**Tabel 4-13.** Pembangkitan Listrik Pabrik Metanol

<b>Parameter</b>	<b>Unit</b>	<b>Value</b>
Off-gas mass flow	Kg/h	1189
LHV off-gas	MJ/kg	12.71
Off-gas Energy flow	MJ/h	15112
Electricity conversion efficiency [93]	%	38
Electricity from ICE	kW	1595
Electricity from Steam Turbine	kW	700
<b>Total Electricity from waste heat/energy</b>	<b>kW</b>	<b>2295</b>

Konsumsi daya terbesar disumbangkan oleh pembangkit listrik untuk *pre-treatment* TKKS diikuti oleh *Air Separation Unit* (ASU). Jika gasifikasi dimaksudkan hanya untuk pembangkit listrik, hanya *syngas* yang diperlukan, dan oksidan yang digunakan adalah udara [94], oleh karena itu kebutuhan daya akan berkurang secara signifikan.

Laju alir massa Metanol adalah 85% dari input aliran massa biomassa TKKS. Efisiensi energi keseluruhan dari model ini adalah 85% untuk umpan biomassa TKKS yang sudah melalui proses *pre-treatment*, dan ini lebih tinggi daripada efisiensi yang dilaporkan oleh [24], yang memberikan nilai efisiensi energi 56% hingga 58%, sementara pada massa inlet biomassa tidak diketahui, hanya input energi biomassa kayu yang diketahui. Efisiensi energi dalam penelitian ini tidak terlalu jauh dengan studi simulasi yang dilakukan oleh [6], yang menunjukkan efisiensi energi pada 77,7%, dan Methanol yang dihasilkan adalah 92% dari input laju aliran massa batubara. Jika listrik termasuk dalam perhitungan efisiensi, total efisiensi energi menjadi 92%.

## 4.6 Analisis Ekonomi

### 4.6.1 Biaya Investasi

Investasi untuk pabrik DME berdasarkan gasifikasi TKKS diperkirakan berdasarkan komponen yang tercantum pada tabel 4-14. Harga peralatan diperoleh dari pekerjaan lain dengan menggunakan aturan *six-tenths* dan penyesuaian CEPCI. Jelas terlihat bahwa pembelian peralatan gasifikasi sangat mahal dibandingkan dengan pembelian peralatan lainnya. Untuk menganalisis lebih lanjut total investasi pabrik, pendekatan yang digunakan untuk total biaya pabrik didasarkan pada biaya peralatan yang dikirim [54] untuk pabrik pengolahan *solid - fluid*. Basis untuk kapasitas produksi didasarkan pada 24 jam per hari dan 328 hari per tahun (90%) [54]. Umur pabrik diasumsikan pada 30 tahun [95]. Biaya pembelian peralatan ditambah 10% untuk mengkompensasi pengiriman, karena harga biasanya dikutip dengan dasar *Free on Board (FOB)* [54]. Total Biaya Pabrik (TPC atau *total plant cost*) berdasarkan biaya peralatan untuk pabrik *solid-liquid* plus biaya pengiriman [54] adalah USD 104.291.799. Dari total biaya tersebut, biaya peralatan adalah USD 16.687.087 dan modal kerja adalah USD 12.515.315. Detail biaya investasi pabrik ditunjukkan pada tabel 4-15.

### 4.6.2 Biaya Operasi

Biaya operasi adalah biaya yang berkaitan langsung dengan biaya proses produksi. Biaya operasi terdiri dari biaya perawatan dan biaya variabel. Biaya operasi diperkirakan berdasarkan [54], kecuali untuk biaya bahan baku, utilitas, operator, dan penyusutan. Biaya bahan baku diasumsikan 0 atau nol karena TKKS yang digunakan adalah limbah dan langsung diperoleh dari pabrik kelapa sawit,

**Tabel 4-14.** Estimasi biaya komponen pabrik DME berbasis gasifikasi TKKS

Peralatan/Seksi	Biaya Referensi*	Ukuran Ref.	CEPCI Ref.	Biaya tahun 2017 **
Main Equipment	2,744 (Hysys, cost basis 2014 [81])		576.1	2.728
Genset DME	0.128 [96]			0.128
Genset Off-gas	0.512 [96]			0.512
Steam Turbine	0.568 (Hysys, cost basis 2014 [81])		576.1	0.565
Refrigeration1 (E-103)	1.124 [86]		576.1	1,118
Refrigeration 2 (E-101)	0.348 [86]		576.1	0.346
Air Cooler E-102	0.199 [86]		576.1	0.198
Air Cooler E-104	0.393 [86]		576.1	0.390
WGS Reactor			576.1	
WGS catalyst (initial filling)	0.027		556.8	0.026
DME Reactor			576.1	
DME catalyst (initial filling)	0.790		576.1	0.0785
CFB Gasifier complete	28.171 [82]	42 kg/h	585.7	8.750
Air Separation Unit	82.700 [84]	2202 O <sub>2</sub> , tons/day	525.4	16.210
Acid Gas Removal (Amine)	6,050 [84]	0.5 kg/s CO <sub>2</sub>	550.8	5.733
HP Biomass Feed system	24.550 [82]	42 kg/h	585.7	0.759

\*Biaya dalam juta USD.

+ CEPCI 2017 = 572.8

**Tabel 4-15. Komponen Biaya Investasi**

<b>Component</b>	<b>Estimation</b>	<b>Cost (USD)</b>
<b>Equipment Cost Plus delivery</b>	<b>110%E</b>	<b>16.687.087</b>
<b>Installation</b>	<b>39%E</b>	<b>6.507.964</b>
Piping	31%E	5.172.997
Electricity	10%E	1.668.709
Instrumentation	26%E	4.338.643
Yard improvement	12%E	2.002.450
Service facilities	55%E	9.177.898
Building	29%E	4.839.255
<b>Total Direct Cost (DC)</b>		<b>50.395.002</b>
Engineering and Supervision	32%E	5.339.868
construction expenses	34%E	5.673.609
Legal expenses	4%E	667.483
Contractors Fee	19%E	3.170.546
Contingency	37%E	6.174.222
<b>Total Indirect Cost (IC)</b>		<b>21.025.729</b>
<b>Total main Plant Cost (TPC)</b>		<b>71.420.731</b>
<b>Total Cost of ASU</b>		<b>11.499.253</b>
<b>Total Cost Acid Gas Cleaning</b>		<b>8.832.000</b>
<b>Biomass Pre-treatment</b>		<b>24.500</b>
<b>Fix Capital Investment</b>		<b>91.776.484</b>
<b>Working capital</b>	12% TPC	<b>12.515.315</b>
<b>Total Plant Cost (TPC)</b>		<b>\$104.291.799</b>

karena lokasi pabrik DME diasumsikan terintegrasi dengan pabrik kelapa sawit.

Biaya operasi dihitung berdasarkan faktor minimum yang tersedia [54]. Total biaya

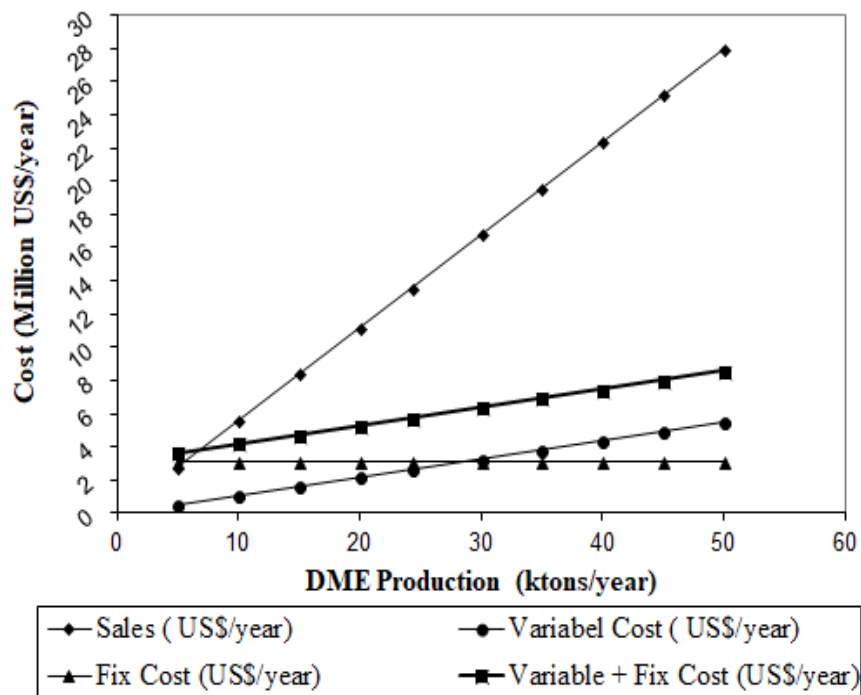
operasi per tahun adalah USD 5.753.259. Total biaya operasi terdiri dari biaya variabel sebesar USD 2.654.041, dan biaya perbaikan sebesar USD 3.099.219. Rincian biaya operasi ditunjukkan pada tabel 4-16.

**Tabel 4-16. Biaya Operasi**

<b>Cost Type</b>	<b>Cost Component</b>	<b>Cost (USD)</b>	<b>Remark(s)</b>
VC	Labour and direct SPV cost	158.571	Estimation based on Indonesia standard and [64]
VC	Laboratory charges	15.857	10% of Labour and direct SPV cost [97]
VC	Maintenance and Repair	1.835.530	2% of Fix capital investment [97]
VC	Operating Supplies	275.329	15% of maintenance and repair [97]
VC	Safety and Protection	1.714	Estimation based on Labour (self-estimation)
VC	Catalyst	106.209	Top up each year, same quantity with initial loading
VC	Solvent Top up	46.563	Based on [98]
VC	Raw Material	0	TKKS waste
VC	Utilities (Water, refrigeration, water treatment)	214.267	steam/electricity from waste heat
VC	Patent and royalties	0	0% of product cost [97]
FC	Plant Overhead Cost	\$11.100	7% of Labour and direct SPV cost [97]
FC	Depreciation	2.358.358	Straight line depreciation of Total Direct Cost for 25 years [97]
FC	Insurance	367.106	0.4% of fix capital investment [97]
FC	Local Tax	91.776	Based on Indonesia local tax for building and land [99]
FC	administration cost	23.786	15% of operating labour [97]
FC	Distribution and marketing cost	123.546	2% of total product cost [97]
FC	R & D	123.546	assumed 2% of total product cost
	<b>Total Variable Cost (VC)</b>	<b>2.654.041</b>	
	<b>Total Fix Cost (FC)</b>	<b>3.099.219</b>	
	<b>Total Operating cost</b>	<b>5.753.259</b>	

### 4.6.3 Titik Impas

Titik impas atau *Break Event Point (BEP)* dapat dicapai dengan jumlah produksi DME minimal sebesar 6.626 ton / tahun. Margin yang layak dapat diperoleh jika kuantitas produksi lebih tinggi dari kuantitas produksi minimum. Gambar 4-9 menunjukkan analisis BEP pabrik DME, dari angka itu, garis penjualan harus lebih curam daripada garis kemiringan biaya variabel dan biaya perbaikan. Berdasarkan Gambar 4-9, analisis BEP adalah analisis awal untuk menentukan apakah proyek menguntungkan atau tidak menguntungkan. Grafik BEP dapat digunakan untuk merencanakan tingkat produksi untuk menghindari margin laba negatif selama operasi normal.



Gambar 4-9. BEP Pabrik DME

Analisis kelayakan dilakukan untuk mengetahui profitabilitas proyek pabrik DME ini. Tingkat diskonto yang digunakan diasumsikan sama dengan suku bunga

kredit korporasi di Indonesia pada 10,25% [100]. Parameter untuk menganalisis profitabilitas pabrik DME ini dihitung dan ditabulasikan dalam tabel 4-17, dari sana, ditunjukkan untuk kapasitas saat ini pada 6.160 kg per jam umpan masuk biomassa TKKS, proyek itu tidak layak.

**Tabel 4-17.** Parameter kelayakan pabrik DME pinjaman dalam negeri

<b>Feasibility Parameters</b>	<b>Unit</b>	<b>Value</b>
NPV	USD	- 42,393,967
IRR	%	4.4%
PBP	tahun	>30 tahun

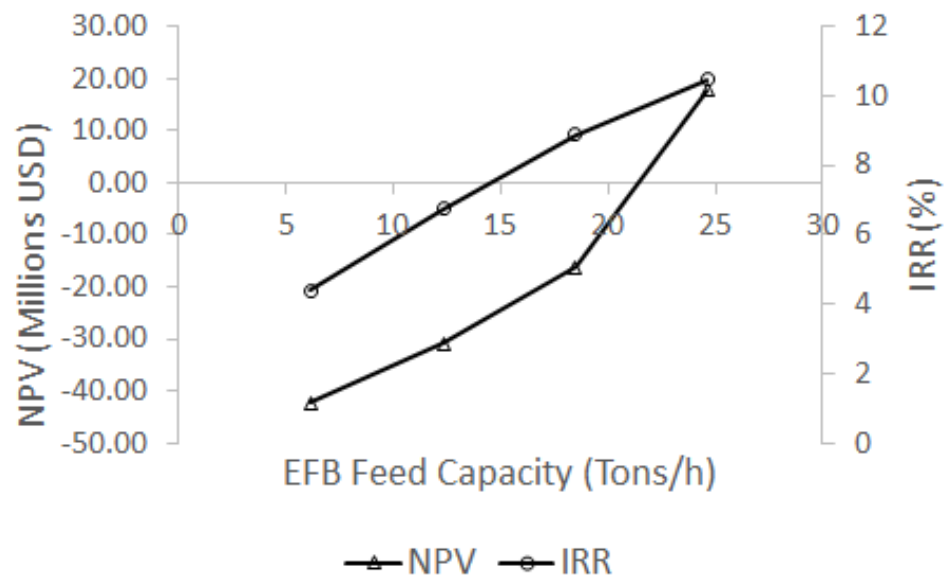
Pabrik DME skala kecil berdasarkan gasifikasi TKKS yang terintegrasi dengan pabrik kelapa sawit tidak layak dengan tingkat bunga dalam negeri sebesar 10,25%. Untuk membuat proyek layak, opsi pinjaman untuk membiayai proyek pabrik DME berdasarkan gasifikasi tandan buah kosong harus dicari dari negara lain dengan tingkat bunga pinjaman lebih rendah dari 4,4%. Beberapa negara menawarkan tingkat bunga pinjaman yang sangat rendah [101]. Parameter kelayakan jika scenario pinjaman dilakukan berdasarkan pinjaman luar negeri untuk proyek-proyek energi terbarukan, yang berada pada tingkat bunga rendah sebesar 2% [102] ditunjukkan pada tabel 4-18.

**Tabel 4-18.** Parameter kelayakan pinjaman luar negeri

<b>Feasibility Parameters</b>	<b>Unit</b>	<b>Value</b>
NPV	USD	37.980.249
IRR	%	4.4%
PBP	tahun	18 tahun

Pabrik DME skala kecil berdasarkan gasifikasi TKKS yang melekat pada pabrik kelapa sawit utama cukup layak dengan tingkat bunga pinjaman luar negeri pada kisaran 2%, dengan waktu pengembalian investasi selama 18 tahun. Untuk memastikan bahwa proyek betul-betul layak untuk dijalankan, analisis sensitivitas sebagai lanjutan dari studi ini perlu dilakukan, terutama yang berkaitan dengan biaya operasi dan biaya bahan baku.

Prediksi kasar kapasitas layak tanaman DME pada tingkat diskonto 10,25% dapat dilakukan dengan menggunakan aturan keenam per sepuluh (*six-tenth rules*) untuk biaya investasi, dan persentase biaya investasi untuk biaya operasi. Biaya operasi tahunan penelitian saat ini adalah 5,52% dari nilai investasi, nilai ini diasumsikan konstan selama 30 tahun usia pabrik. Biaya operasi tahunan dalam persentase digunakan untuk perhitungan kelayakan *scale-up*. Berdasarkan Gambar 4.10, kelayakan dapat dicapai pada input biomas TKKS 24,64 ton / jam. Kelayakan ini perlu dianalisis dan dipelajari lebih lanjut, termasuk analisis sensitivitas untuk melihat dampak perubahan yang dapat mempengaruhi kelayakan proyek.



**Gambar 4-10.** Prediksi kelayakan pada kapasitas yang ditingkatkan

## BAB 5

# Kesimpulan dan Saran

### 5.1 Kesimpulan

Nilai tambah dengan memanfaatkan limbah dari kelapa sawit yang berupa TKKS sangat tergantung pada ketersediaan proses konversi untuk pemanfaatannya. Dengan simulasi yang dilakukan, adalah mungkin untuk memproduksi *syngas* dengan menggunakan *CFB gasifier*. *Syngas* yang dihasilkan dapat digunakan untuk membuat bahan bakar maupun bahan kimia turunan lainnya, seperti DME dan Metanol.

Simulasi pembuatan DME maupun Metanol dapat dilakukan dengan menggunakan simulator proses Aspen Hysys V.8.8. Hasil simulasi sensitivitas terhadap produk *syngas* hasil gasifikasi menunjukkan hasil yang cukup sesuai dengan beberapa referensi proses simulasi dengan menggunakan simulator proses jenis lain. Beberapa parameter operasi yang disimulasikan pada proses gasifikasi adalah temperatur reaktor, *steam to biomass ratio (S/B)*, dan *Equivalence ratio (ER)*. Hasil simulasi pembuatan DME menunjukkan hasil yang hampir sama dengan referensi terutama untuk kuantitas DME yang dihasilkan dan konversi CO. Hasil simulasi pembuatan Metanol menunjukkan hasil yang lebih optimis dibandingkan referensi.

Berdasarkan hasil simulasi pembuatan DME, daya listrik yang diperlukan adalah sebesar 3600 kW dan *yield* produk DME yang dihasilkan adalah sebesar

50% dari umpan masuk biomassa TKKS, yaitu sebesar 3086 kg/h. Efisiensi energi produk DME adalah 73%. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi oleh pabrik DME sendiri melalui pemanfaatan *waste heat* dan *off-gas* dengan total output 3683 kW.

Hasil simulasi pembuatan Metanol memerlukan daya listrik sebesar 3417 kW, dari total kebutuhan tersebut, pemanfaatan *waste heat* dan *off-gas* untuk listrik adalah sebesar 2295 kW. Produk Metanol yang dihasilkan adalah 85% dari umpan masuk biomassa TKKS sebesar 6160 kg/h. Efisiensi energi produk Metanol adalah sebesar 85% dan jika pembangkitan listrik dimasukkan dalam perhitungan efisiensi, maka efisiensi energi keseluruhan adalah sebesar 92%.

Kelayakan secara ekonomi untuk skala kecil seperti yang disimulasikan untuk umpan masuk TKKS sebesar 6,16 ton per jam menunjukkan hasil yang belum memuaskan, dengan IRR sebesar 4,4 % dibawah tingkat suku bunga pinjaman Indonesia sebesar 10,25%, begitu juga dengan nilai NPV yang negatif. Jika pinjaman dilakukan dari luar negeri dengan tingkat suku bunga 2%, maka ada kemungkinan proyek menjadi lebih layak dengan NPV sebesar USD 37.980.250. Terdapat juga potensi jika kapasitas dinaikkan sampai empat kali lipat, kelayakan secara ekonomi kemungkinan tercapai.

## 5.2 Saran

Untuk mendapatkan hasil yang lebih baik, simulasi gasifikasi TKKS perlu dilakukan pada jenis *gasifier* lainnya. Simulasi selanjutnya juga sebaiknya dilakukan berdasarkan berdasarkan kinetika reaksi, meskipun reaksi gasifikasi pada temperature tinggi cenderung untuk mencapai kesetimbangan, tetapi akurasi yang

lebih baik dapat diperoleh jika simulasi dilakukan berdasarkan masukan persamaan reaksi yang memperhitungkan kinetika reaksi.

Supaya produk layak secara ekonomi, simulasi selanjutnya dapat dilakukan pada suatu wilayah terpusat dekat dengan pabrik dan perkebunan kelapa sawit. Harapannya, dengan kapasitas yang besar, maka tingkat kelayakan pabrik yang diinginkan dapat diperoleh.

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] E. Hutrindo, *Modul Pengenalan Bioenergi*, Kesatu. East Jakarta: Pusdiklat Ketenagalistrikan, Energi Baru, Terbarukan, dan Konservasi Energi, 2015.
- [2] P. Basu, *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Burlington, Massachusetts: Elsevier, 2010.
- [3] T. A. Semelsberger, R. L. Borup, and H. L. Greene, "Dimethyl ether (DME) as an alternative fuel," *J. Power Sources*, vol. 156, no. 2, pp. 497–511, 2006.
- [4] Y. Oda, S. Osafune, H. Ueda, and K. Fujimura, "Clean Combustion Technology in Diesel Engines Operated with Dimethyl ether," *Tech. Rev. Mitsubishi Heavy Ind. Ltd*, vol. 40, no. 6, pp. 2–6, 2004.
- [5] M. Marchionna, R. Patrini, D. Sanfilippo, and G. Migliavacca, "Fundamental investigations on di-methyl ether (DME) as LPG substitute or make-up for domestic uses," *Fuel Process. Technol.*, vol. 89, no. 12, pp. 1255–1261, 2008.
- [6] P.-C. Chen, H.-M. Chiu, Y.-P. Chyou, and C.-S. Yu, "Processes Simulation Study of Coal to Methanol Based on Gasification Technology," *World Acad. Sci. Eng. Technol.*, vol. 4, no. 5, pp. 791–799, 2010.
- [7] X. Ma, O. Maronneaud, V. Baghdjian, and D. Jiang, "Methanol into Fuels Applications : New Sources of Growth ?," 2015.
- [8] A. Inayat, C. Ghenai, M. Naqvi, M. Ammar, M. Ayoub, and M. N. B. Hussin, "Parametric Study for Production of Dimethyl Ether (DME) As a Fuel from Palm Wastes," *Energy Procedia*, vol. 105, pp. 1242–1249, 2017.
- [9] M. Maitah, P. Prochazka, A. Pachmann, K. Šrédli, and H. Řezbová, "Economics of Palm Oil Empty Fruit Bunches Bio Briquettes in Indonesia," vol. 6, no. 1, pp. 35–38, 2016.
- [10] "Top 5 Palm Oil Producing Countries | Sustainability Key Focus | BizVibe," 2017. [Online]. Available: <https://www.bizvibe.com/blog/top-5-palm-oil-producing-countries/>. [Accessed: 05-Mar-2018].
- [11] T. Wang, Y. Li, L. Ma, and C. Wu, "Biomass to dimethyl ether by gasification/synthesis technology-an alternative biofuel production route," *Front. Energy Power Eng. China*, vol. 5, no. 3, pp. 330–339, 2011.
- [12] N. A. B. U. Bakar *et al.*, "Improved process for the production of low-ash empty fruit bunch pellet," 2015.
- [13] M. Salomon, M. F. Gómez, C. Erlich, and A. Martin, "Pelletization: An alternative for polygeneration in the palm oil industry," *Biomass Convers. Biorefinery*, vol. 3, no. 3, pp. 213–229, 2013.
- [14] M. A. Sukiran, N. O. R. Kartini, A. B. U. Bakar, and C. M. E. E. Chin, "Optimization of Pyrolysis of Oil Palm Empty Fruit Bunches Optimization of Pyrolysis of Oil Palm Empty Fruit Bunches," *Am. J. Appl. Sci.*, vol. 21, no. 6, pp. 653–658, 2009.

- [15] M. A. A. Mohammed, A. Salmiaton, W. A. K. G. Wan Azlina, and M. S. Mohamad Amran, "Gasification of oil palm empty fruit bunches: A characterization and kinetic study," *Bioresour. Technol.*, vol. 110, pp. 628–636, 2012.
- [16] Y. S. Pradana and A. Budiman, "Bio-syngas derived from Indonesian oil palm empty fruit bunch (EFB) using middle-scale gasification," *J. Eng. Sci. Technol.*, vol. 10, no. Spec.issue8, pp. 1–8, 2015.
- [17] T. Ogi, M. Nakanishi, Y. Fukuda, and K. Matsumoto, "Gasification of oil palm residues (empty fruit bunch) in an entrained-flow gasifier," *Fuel*, vol. 104, pp. 28–35, 2013.
- [18] L. R. Clausen, B. Elmegaard, and N. Houbak, "Technoeconomic analysis of a low CO<sub>2</sub> emission dimethyl ether (DME) plant based on gasification of torrefied biomass," *Energy*, vol. 35, no. 12, pp. 4831–4842, 2010.
- [19] G. H. Huisman, G. L. M. A. Van Rens, H. De Lathouder, and R. L. Cornelissen, "Cost estimation of biomass-to-fuel plants producing methanol, dimethylether or hydrogen," *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, no. SUPPL. 1, pp. S155–S166, 2011.
- [20] S. Akarmazyan, "Simultaneous Production of Methanol and Dimethylether from Synthesis Gas," University of Patras, 2015.
- [21] T. H. Fleisch, A. Basu, and R. A. Sills, "Introduction and advancement of a new clean global fuel: The status of DME developments in China and beyond," *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 9, pp. 94–107, 2012.
- [22] E. S. Yoon and C. Han, *A review of sustainable energy - Recent development and future prospects of Dimethyl Ether (DME)*, vol. 27, no. C. Elsevier Inc., 2009.
- [23] F. Bollon, "DME and LPG," no. June. AEGPL Conference, Nice, France, p. 20, 2007.
- [24] N. Clausen, L. R., Elmegaard, B., & Houbak, *Design of novel DME/methanol synthesis plants based on gasification of biomass*, no. February. 2011.
- [25] J. Andersson, J. Lundgren, and M. Marklund, "Methanol production via pressurized entrained flow biomass gasification - Techno-economic comparison of integrated vs. stand-alone production," *Biomass and Bioenergy*, vol. 64, pp. 256–268, 2014.
- [26] Y. Zhang, J. Xiao, and L. Shen, "Simulation of Methanol production from biomass gasification in interconnected fluidized beds," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 48, pp. 5351–5359, 2009.
- [27] S. Leduc, E. Schmid, M. Obersteiner, and K. Riahi, "Methanol production by gasification using a geographically explicit model," *Biomass and Bioenergy*, vol. 33, no. 5, pp. 745–751, 2009.
- [28] R. Gómez, A. Ávila, J. Mendoza, and U. Norte, "ANALYSIS AND ENERGY OPTIMIZATION FOR BIOMETHANOL PRODUCTION

- USING PALM OIL BIOMASS RESIDUES,” *Proc. ASME 2011 5th Int. Conf. Energy Sustain. ES2011 August 7-10, 2011, Washington, DC, USA*, pp. 1–8, 2011.
- [29] F. Inayati, “Perancangan Dan Optimasi Kinerja Kompor Gas-Biomassa Rendah Emisi Karbon Monoksida Berbahan Bakar Biopellet Dari Kayu Karet,” University of Indonesia, 2012.
- [30] S. H. Chang, “An overview of empty fruit bunch from oil palm as feedstock for bio-oil production,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 62, pp. 174–181, 2014.
- [31] A. Wijono, “Pltu Biomasa Tandan Kosong Kelapa Sawit Studi Kelayakan Dan Dampak Lingkungan,” no. C1, pp. 111–118, 2014.
- [32] S. Kerdsuwan and K. Laohalidanond, “Renewable Energy from Palm Oil Empty Fruit Bunch,” in *Renewable Energy - Trends and Applications*, M. Nayeripour, Ed. Bangkok: InTech, 2011, p. 29.
- [33] S. Mani, S. Sokhansanj, X. Bi, and A. Turhollow, “Economics of producing fuel pellets from biomass,” *Appl. Eng. Agric.*, vol. 22, no. 3, pp. 421–426, 2006.
- [34] P. Purohit and V. Chaturvedi, “Techno-economic Assessment of Biomass Pellets for Power Generation in India,” no. October, 2016.
- [35] M. Siedlecki, W. de Jong, and A. H. M. Verkooijen, “Fluidized bed gasification as a mature and reliable technology for the production of bio-syngas and applied in the production of liquid transportation fuels—a review,” *Energies*, vol. 4, no. 3, pp. 389–434, 2011.
- [36] P. Lahijani, G. D. Najafpour, Z. Alimuddin, and M. Mohammadi, “Air Gasification of Palm Empty Fruit Bunch in a Fluidized Bed Gasifier Using Various Bed Materials,” *World Renew. Energy Congr.*, 2011.
- [37] R. Fatoni, S. Gajjar, S. Gupta, S. Handa, and A. Elkamel, “Modeling Biomass Gasification in a Fluidized Bed Reactor,” *Int. Conf. Ind. Eng. Oper. Manag.*, pp. 1047–1056, 2014.
- [38] J. Hansson and A. Leveau, “Biomass Gasifier Database for Computer Simulation Purposes,” pp. 1–42, 2011.
- [39] “The HTW-fluidized-bed process & Chemical Industry & Products and Solutions & Home - thyssenkrupp Industrial Solutions.” [Online]. Available: <https://www.thyssenkrupp-industrial-solutions.com/en/products-and-services/chemical-plants-and-processes/gasification/the-htw-fluidized-bed-process/>. [Accessed: 05-Apr-2018].
- [40] J. Patel, K. Salo, and C. Corporation, “Carbona biomass gasification technology,” *Renew. Energy*, pp. 1–29, 2007.
- [41] “winkler | netl.doe.gov.” [Online]. Available: <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/winkler>. [Accessed: 04-Apr-2018].
- [42] O. Inokoshi, Y. Ohno, T. Ogawa, N. Inoue, and N. Tokoeda, “A New DME

- Production Technology 100tons / day DME Direct Synthesis Demonstration Plant Project,” vol. 8, pp. 49–53, 2005.
- [43] B. Buragohain, P. Mahanta, and V. S. Moholkar, “First principles design of a circulating fluidized bed ( CFB ) biomass gasifier .,” no. September 2009, 2009.
- [44] Z. Wang *et al.*, “Design and operation of a pilot plant for biomass to liquid fuels by integrating gasification, DME synthesis and DME to gasoline,” *Fuel*, vol. 186, pp. 587–596, 2016.
- [45] R. Domenichini, “Biomass gasification for the production of sng: a practical route through available and new technologies,” *Gasification Technology Conference*, no. November. Foster Wheeler, Washington (USA), 2010.
- [46] Z. Azizi, M. Rezaeimaneh, T. Tohidian, and M. R. Rahimpour, “Dimethyl ether: A review of technologies and production challenges,” *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 82, pp. 150–172, 2014.
- [47] X. Ma, Q. Ge, J. Ma, and H. Xu, “Synthesis of LPG via DME from syngas in two-stage reaction system,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 109, pp. 1–6, 2013.
- [48] S. H. Park and C. S. Lee, “Applicability of dimethyl ether (DME) in a compression ignition engine as an alternative fuel,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 86, pp. 848–863, 2014.
- [49] T. Ogawa, N. Inoue, T. Shikada, and Y. Ohno, “Direct Dimethyl Ether Synthesis,” *J. Nat. Gas Chem.*, vol. 12, pp. 219–227, 2003.
- [50] “Direct DME Synthesis From Natural Gas - EPCM Consultants.” [Online]. Available: <http://epcmconsultants.co.za/direct-dme-synthesis-from-natural-gas/>. [Accessed: 01-Jul-2018].
- [51] B. Sumalatha, A. V. Narayana, K. K. Kumar, D. J. Babu, and T. C. Venkateswarulu, “Design and simulation of a plant producing dimethyl ether (DME) from methanol by using simulation software ASPEN PLUS,” *J. Chem. Pharm. Res.*, vol. 7, no. 1, pp. 897–901, 2015.
- [52] J. A. S. Richard Turton, Richard C. Bailie, Wallace B. Whiting, *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes Third Edition*, vol. 53, no. 9. 2013.
- [53] A. Y. Mahendratama, “Kelayakan pemanfaatan bbm sintetik dari batubara dan biomassa untuk memenuhi kebutuhan BBM dalam negeri,” University of Indonesia, 2012.
- [54] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, and R. E. West, *Plant Design and Economics For Chemical Engineers*, 5th ed. New York, United States of America: McGraw-Hill Companies, Inc, 2003.
- [55] H. Budya and M. Yasir Arofah, “Providing cleaner energy access in Indonesia through the megaproject of kerosene conversion to LPG,” *Energy Policy*, vol. 39, no. 12, pp. 7575–7586, 2011.

- [56] Ministry of Energy and Mineral Resources of Indonesia, “Handbook of Energy & Economic Statistics of Indonesia 2016,” 2016.
- [57] “Kebutuhan LPG 7 Juta Ton Tahun, 65% dari Impor : Okezone Economy.” [Online]. Available: <https://economy.okezone.com/read/2017/01/17/320/1593703/kebutuhan-lpg-7-juta-ton-tahun-65-dari-impor>. [Accessed: 06-Apr-2018].
- [58] P. H. Shukor, K. S. K. Ismail, and C. H. M. Johar, “Material and Energy Balance Hsysys Simulation Manual,” pp. 1–28, 2016.
- [59] A. Matlab and M. Matlab, “Modul I,” pp. 1–12.
- [60] M. Bassyouni *et al.*, “Date palm waste gasification in downdraft gasifier and simulation using ASPEN HYSYS,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 88, pp. 693–699, 2014.
- [61] Q. Miao, J. Zhu, S. Barghi, C. Wu, X. Yin, and Z. Zhou, “Modeling biomass gasification in circulating fluidized beds,” *Renew. Energy*, vol. 50, pp. 655–661, 2013.
- [62] W. Doherty, A. Reynolds, and D. Kennedy, “The Effect of Air Preheating in a Biomass CFB Gasifier using ASPEN Plus Simulation The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using ASPEN Plus simulation,” 2009.
- [63] W. Doherty, A. Reynolds, and D. Kennedy, “Simulation of a Circulating Fluidised Bed Biomass Gasifier using ASPEN Plus: a Performance Analysis,” *Dublin Inst. Technol.*, pp. 1241–1248, 2008.
- [64] H. Florence and A. Bour, “Modelling and Optimization of a Process from Biomass to Liquid Fuels via Fischer-Tropsch Synthesis,” no. June. 2016.
- [65] J. Han *et al.*, “Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 153, no. August, pp. 641–648, 2017.
- [66] M. S. Eikeland, R. K. Thapa, and B. M. Halvorsen, “Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification with Known Reaction Kinetic,” pp. 149–156, 2015.
- [67] A. Kumar, D. D. Jones, and M. A. Hanna, “Thermochemical biomass gasification: A review of the current status of the technology,” *Energies*, vol. 2, no. 3, pp. 556–581, 2009.
- [68] D. Toporov and R. Abraham, “Gasification of low-rank coal in the High-Temperature Winkler (HTW) process,” *J. South. African Inst. Min. Metall.*, vol. 115, no. 7, pp. 589–597, 2015.
- [69] “Phyllis2 - coal, lignite (#2847).” [Online]. Available: <https://www.ecn.nl/phyllis2/Biomass/View/2847>. [Accessed: 20-May-2018].
- [70] “HYSYS Design Tutorial For CHEE 332 Queen ’ s University Department of Chemical Engineering.” pp. 1–36, 2013.
- [71] M. Salomón, M. F. Gomez, and A. Martin, “Technical polygeneration potential in palm oil mills in Colombia: A case study,” *Sustain. Energy*

- Technol. Assessments*, vol. 3, pp. 40–52, 2013.
- [72] Global Green Synergy Sdn Bhd, “Palm Oil Biomass Industry,” no. 1. pp. 1–28, 2017.
- [73] A. M. Parvez, T. Wu, S. Li, N. Miles, and I. M. Mujtaba, “Bio-DME production based on conventional and CO<sub>2</sub>-enhanced gasification of biomass: A comparative study on exergy and environmental impacts,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 110, no. September 2017, pp. 105–113, 2018.
- [74] “Ideal Reactor Design Equations Formulas Calculator Theoretical Mean Residence Time.” [Online]. Available: [https://www.ajdesigner.com/phpreactor/reactor\\_equations\\_mean\\_residence\\_time.php](https://www.ajdesigner.com/phpreactor/reactor_equations_mean_residence_time.php). [Accessed: 14-Jul-2018].
- [75] Y. Tavan and M. R. K. Nikou, “A novel distillation design for vapor phase dimethyl ether production process,” *ASIA-PACIFIC J. Chem. Eng.*, vol. 1776, no. October, pp. 258–261, 2013.
- [76] Y. Alsharif, I. Aliyev, K. Atakisiyev, and F. Rustamov, “Chemical Engineering Design I Final Report,” 2014.
- [77] J. Ott *et al.*, “Methanol,” *Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry*. 2012.
- [78] K. S. Ng and J. Sadhukhan, “Process integration and economic analysis of bio-oil platform for the production of methanol and combined heat and power,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, no. 3, pp. 1153–1169, 2011.
- [79] “Sasol Solvents Sales specification Methanol ( Technical grade ) g Further Properties Initial boiling point Dry point,” no. 76, p. 200127, 2012.
- [80] “Saudi Aramco sets June propane price at \$560 per tonne | GulfNews.com.” [Online]. Available: <https://gulfnews.com/business/sectors/markets/saudi-aramco-sets-june-propane-price-at-560-per-tonne-1.2229668>. [Accessed: 21-Jul-2018].
- [81] O. J. Symister, “An Analysis of Capital Cost Estimation Techniques for Chemical Processing,” 2016.
- [82] M. Worley and J. Yale, “Biomass Gasification Technology Assessment - Consolidated Report,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, no. November, p. 358, 2012.
- [83] “GEMCO Pellet Plant in Malaysia / Malaysian Oil Palm Biomass Study.” [Online]. Available: <http://www.biomass-energy.org/blog/efb-pellet-plant-in-malaysia.html>. [Accessed: 06-Jul-2018].
- [84] K. M. Holmgren, “Investment cost estimates for biomass Investment cost estimates for gasification- based biofuel production systems,” no. October, 2015.
- [85] S. Heyne and S. Harvey, “Impact of choice of CO<sub>2</sub> separation technology on thermo-economic performance of Bio-SNG production processes,” *Int. J. energy Res.*, vol. 38, no. April 2013, pp. 299–318, 2007.
- [86] “Matches’ 275 Equipment Cost Estimates.” [Online]. Available:

- <http://matche.com/equipcost/Default.html>. [Accessed: 28-Jul-2018].
- [87] R. Smith, "Chemical Process Design," *Kirk-Othmer Encycl. Chem. Technol.*, pp. 1–29, 2015.
- [88] J. L. Herbohn and S. R. Harrison, "Introduction to Discounted Cash Flow Analysis and Financial Functions in Excel," *Socio-economic Res. methods For. A Train. Man.*, vol. 1000, pp. 109–118, 2002.
- [89] J. E. Preciado, J. J. Ortiz-Martinez, J. C. Gonzalez-Rivera, R. Sierra-Ramirez, and G. Gordillo, "Simulation of synthesis gas production from steam oxygen gasification of colombian coal using aspen plus®," *Energies*, vol. 5, no. 12, pp. 4924–4940, 2012.
- [90] B. Chutichai, Y. Patcharavorachot, S. Assabumrungrat, and A. Arpornwichanop, "Parametric analysis of a circulating fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production," *Energy*, vol. 82, pp. 406–413, 2015.
- [91] K. A. Kishore and K. A. V Ramanjaneyulu, "Simulation of Biomass Gasification in Fluidized Bed Using Aspen Plus," *6th Int. Conf. Chem. Biol. Environ. Sci.*, pp. 28–30, 2015.
- [92] F. Trippe, M. Fröhling, F. Schultmann, R. Stahl, E. Henrich, and A. Dalai, "Comprehensive techno-economic assessment of dimethyl ether (DME) synthesis and Fischer-Tropsch synthesis as alternative process steps within biomass-to-liquid production," *Fuel Process. Technol.*, vol. 106, pp. 577–586, 2013.
- [93] "Palm Oil Mill Effluent." [Online]. Available: <http://www.sarawakenergy.com.my/index.php/r-d/biomass-energy/palm-oil-mill-effluent>. [Accessed: 28-Jul-2018].
- [94] M. Aziz, P. Prawisudha, B. Prabowo, and B. Arief, "Integration of energy-efficient empty fruit bunch drying with gasification / combined cycle systems," *Appl. Energy*, vol. 139, pp. 188–195, 2015.
- [95] E. C. D. Tan *et al.*, "Process Design and Economics for the Conversion of Lignocellulosic Biomass to Hydrocarbons via Indirect Liquefaction. Thermochemical Research Pathway to High-Octane Gasoline Blendstock Through Methanol/Dimethyl Ether Intermediates," no. March, 2015.
- [96] "Genset 1 Mw-Genset 1 Mw Manufacturers, Suppliers and Exporters on Alibaba.com/Motorcycle Fuel System." [Online]. Available: [https://www.alibaba.com/trade/search?fsb=y&IndexArea=product\\_en&CatId=&SearchText=genset+1+MW](https://www.alibaba.com/trade/search?fsb=y&IndexArea=product_en&CatId=&SearchText=genset+1+MW). [Accessed: 28-Jul-2018].
- [97] M. Peters, K. Timmerhaus, R. West, and M. Peters, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 2003.
- [98] C. SN, K. JH, E. YS, and L. JB, "Selection of Appropriate CO<sub>2</sub> Capture and AGR Process for IGCC Application." Korea Electric Power Research Institute, 2014.
- [99] "Seri PBB - Ketentuan Umum Pajak Bumi dan Bangunan (PBB) | Direktorat Jenderal Pajak." [Online]. Available: <http://www.pajak.go.id/content/seri>

- pbb-ketentuan-umum-pajak-bumi-dan-bangunan-pbb. [Accessed: 07-Aug-2018].
- [100] “ASEAN Lending interest Rates by Country.” [Online]. Available: <https://asean.deposits.org/loans/>. [Accessed: 30-Jul-2018].
- [101] “Lending interest rate by country, around the world | TheGlobalEconomy.com.” [Online]. Available: [https://www.theglobaleconomy.com/rankings/Lending\\_interest\\_rate/](https://www.theglobaleconomy.com/rankings/Lending_interest_rate/). [Accessed: 10-Aug-2018].
- [102] “INDUSTRI PERTAMBANGAN, Induk Usaha BUMN Tambang Ekspansif.” [Online]. Available: <http://industri.bisnis.com/read/20180129/44/731843/industri-pertambangan-induk-usaha-bumn-tambang-ekspansif>. [Accessed: 14-Jun-2018].

