



TUGAS AKHIR TF 181801

SIMULASI PROSES GASIFIKASI REFUSE DERIVED FUEL (RDF) DARI MUNICIPAL SOLID WASTE (MSW) DENGAN VARIASI TEMPERATUR DAN TEKANAN

**PUTRI LAILATUL QODRIYAH
NRP 0231174500013**

**Dosen Pembimbing :
Dr.Ridho Hantoro, S.T, M.T
Erna Septyaningrum, S.T, M.T**

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2019



TUGAS AKHIR - TF 181801

SIMULASI PROSES GASIFIKASI *REFUSE DERIVED FUEL (RDF)* DARI *MUNICIPAL SOLID WASTE (MSW)* DENGAN VARIASI TEMPERATUR DAN TEKANAN

PUTRI LAILATUL QODRIYAH
NRP 02311745000013

Dosen Pembimbing
Dr.Ridho Hantoro, S.T, M.T
Erna Septyaningrum, S.T, M.T

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2019



FINAL PROJECT - TF 181801

**SIMULATION OF REFUSE DERIVED FUEL (RDF)
GASIFICATION PROCESS FROM MUNICIPAL SOLID WASTE
(MSW) WITH VARIATION OF TEMPERATURE AND
PRESSURE**

PUTRI LAILATUL QODRIYAH
NRP 02311745000013

Supervisor
Dr.Ridho Hantoro,S.T,M.T
Erna Septyaningrum, S.T, M.T

DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2019

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : PUTRI LAILATUL QODRIYAH
NRP : 02311745000013
Departemen : Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul **SIMULASI PROSES GASIFIKASI REFUSE DERIVED FUEL (RDF) DARI MUNICIPAL SOLID WASTE (MSW) DENGAN VARIASI TEMPERATUR DAN TEKANAN** adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya,

Yang,



Putri Lailatul Qodriyah
NRP. 02311745000013

**LEMBAR PENGESAHAN
TUGAS AKHIR**

**SIMULASI PROSES GASIFIKASI *REFUSE DERIVED FUEL (RDF)* DARI *MUNICIPAL SOLID WASTE (MSW)*
DENGAN VARIASI TEMPERATUR DAN TEKANAN**

Oleh:

Putri Lailatul Qodriyah

NRP. 02311745000013

Surabaya,

Menyetujui,
Dosen Pembimbing I



Dr. Ridho Hantoro, S.T., M.T.
NIPN. 19761223 200501 1 001

Menyetujui,
Dosen Pembimbing II



Erna Septvaningrum, S.T., M.T.
NPP. 1992201912073

Mengetahui,
Ketua Departemen
Teknik Fisika FTI-ITS



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

NIPN. 19780902 200312 1 002

LEMBAR PENGESAHAN

SIMULASI PROSES GASIFIKASI *REFUSE DERIVED FUEL (RDF)* DARI *MUNICIPAL SOLID WASTE (MSW)* DENGAN VARIASI TEMPERATUR DAN TEKANAN

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

Oleh :

PUTRI LAILATUL QODRIYAH
NRP. 02311745000013

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Ridho Hantoro, S.T., M.T.  Pembimbing I
2. Erna Septyaningrum, S.T., M.T.  Pembimbing II
3. Dr. Gunawan Nugroho, S.T, M.T.  Ketua Penguji
4. Dr. Suyanto, S.T, MT.  Penguji

SIMULASI PROSES GASIFIKASI *REFUSE DERIVED FUEL (RDF)* DARI *MUNICIPAL SOLID WASTE (MSW)* DENGAN VARIASI TEMPERATUR DAN TEKANAN

Nama : Putri Lailatul Qodriyah
NRP : 0231174500013
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ridho Hantoro, S.T., M.T.
Erna Septyaningrum, S.T., M.T.

Abstrak

Gasifikasi *refuse derived fuel (rdf)* dari *municipal solid waste (msw)* merupakan proses konversi bahan bakar dalam ruang tertutup (reaktor) untuk dimanfaatkan pada fase lain (*liquid nature gas*) Pada proses ini terjadi reaksi energi yang mengubah bahan bakar padat berupa RDF MSW menjadi *gas producer* atau *Syngas* (CO, CO₂, H₂, CH₄). Zona pembakaran (oksidasi) dibentuk pada tingkat dimana oksigen (udara) dimasukkan. Reaksi dengan oksigen isotermik mengakibatkan kenaikan tajam temperatur sampai 600-900°C. Pada proses gasifikasi RDF MSW Semakin tinggi temperatur operasi yang digunakan menyebabkan semakin besar kandungan syngas yang diperoleh. Kandungan syngas tertinggi didapatkan pada temperatur 900 °C dan pada tekanan 9 atm sebesar sebesar H₂ 34,3%, CO 38,3%, CO₂ 12,3%, CH₄ 0,62%, N₂ 0,66%, Dengan total syngas sebesar 86,2% dengan LHV 8,76 Mj/kg. Variasi Peningkatan tekanan operasi memiliki efek yang tidak berbeda jauh dari temperatur dan komposisi syngas karena temperatur dan tekanan memiliki hubungan yang linear. semakin besar oksigen yang masuk pada reaktor gasifier maka semakin tinggi pula nilai temperatur yang didapatkan. dan nilai AFR pada proses tersebut, dan semakin besar tekanan pada reaktor nilai AFR yang dibutuhkan juga relatif menurun. nilai AFR terbesar berada pada tekanan 6 atm dengan temperatur 900 °C sebesar 2,1078

Kata kunci : Gasifikasi, RDF MSW, Syngas dan air fuel ratio

***SIMULATION OF REFUSE DERIVED FUEL (RDF)
GASIFICATION PROCESS FROM MUNICIPAL SOLID
WASTE (MSW) WITH VARIATION OF TEMPERATURE
AND PRESSURE***

Name : Putri Lailatul Qodriyah
NRP : 02311745000013
Department : Engineering Physics FTI-ITS
Supervisors : Dr. Ridho Hantoro, S.T., M.T.
Erna Septyaningrum, S.T., M.T.

Abstract

The gasification of refuse derived fuel (RDF) from municipal solid waste (MSW) is a process of fuel conversion in a closed space (reactor) to be utilized in another phase (liquid nature gas). In this process an energy reaction that converts solid fuel in the form of RDF MSW to gas producer or Syngas (CO, CO₂, H₂, CH₄). The combustion zone (oxidation) is formed at the level where oxygen (air) is inserted. The reaction with isothermic oxygen results in a sharp rise in temperature to 600-900 ° C. In the process of MSF RDF gasification, The higher the operating temperature used causes the greater the syngas content obtained. The highest syngas content is obtained at a temperature of 900 °C and at 9 atm at the amount of H₂ 34.3%, CO 38.3%, CO₂ 12.3%, CH₄ 0.62%, N₂ 0.66%, with total syngas of 86.2% with LHV 8,76 Mj/kg. Variation An increase in operating pressure has an effect that is not much different from the temperature and composition of syngas because temperature and pressure have a linear relationship. the greater the oxygen entering the gasifier reactor, the higher the temperature value obtained. and the AFR value in the process, and the greater the pressure on the reactor the AFR value needed is also relatively decreasing. the biggest AFR value is at a pressure of 6 atm with a temperature of 900 °C of 2.1078

Keywords: Gasification, RDF MSW, Syngas and air fuel ratio

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan, dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir yang berjudul: “ **SIMULASI PROSES GASIFIKASI REFUSE DERIVED FUEL (RDF) DARI MUNICIPAL SOLID WASTE (MSW) DENGAN VARIASI TEMPERATUR DAN TEKANAN** “ Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Agus M. Hatta, S.T., M.Si, Ph.D selaku Ketua Departemen Teknik Fisika - ITS.
2. Dr.Ridho Hantoro, ST, MT selaku Pembimbing pada pengerjaan tugas akhir ini.
3. Erna Septyaningrum, S.T, M.T selaku Pembimbing pada pengerjaan tugas akhir ini.
4. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di Departemen Teknik Fisika - ITS.
5. Orang tua tercinta (Ayahanda Nur Fadil dan Ibunda Nur Fadilah) berserta saudara yang mendukung dalam pekerjaan tugas akhir ini..
6. Segenap keluarga besar penulis yang telah memberikan dukungan, do'a, dan motivasi terhadap penyelesaian tugas akhir,
7. Teman-teman pejuang TW 120 yang telah memberikan dukungan dan semangat,
8. Teman-teman F48 yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian bagi penulis,
9. Teman-teman Departemen Teknik Fisika – ITS yang senantiasa memberikan motivasi dan bantuan dalam penyelesaian laporan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya,

Penulis

DAFTAR ISTILAH

| | |
|-----------------------|--|
| <i>MSW</i> | : <i>Municipal Solid Waste</i> |
| <i>RDF</i> | : <i>Refuse Derived Fuel</i> |
| <i>Syngas</i> | : <i>Synthesis Gas</i> |
| <i>V</i> | : <i>Volatiles Content</i> |
| <i>W</i> | : <i>Moisture Content</i> |
| <i>FC</i> | : <i>Fixed Carbon</i> |
| <i>A</i> | : <i>Ashes Content</i> |
| <i>HHV</i> | : <i>Higher Heating Value (Mj/Kg Or Mj/Nm³)</i> |
| <i>LHV</i> | : <i>Lower Heating Value (Mj/Kg Or Mj/Nm³)</i> |
| <i>Stoic</i> | : <i>Stoichiometric</i> |
| <i>X</i> | : <i>Molar Fraction (%)</i> |
| <i>C</i> | : <i>Carbon</i> |
| <i>H</i> | : <i>Hydrogen</i> |
| <i>N</i> | : <i>Nitrogen</i> |
| <i>S</i> | : <i>Sulfur</i> |
| <i>O₂</i> | : <i>Oksigen</i> |
| <i>Ch₄</i> | : <i>Methane</i> |
| <i>Co</i> | : <i>Carbon Monoxide</i> |

DAFTAR ISI

| | |
|---|-------------|
| HALAMAN JUDUL | I |
| PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME | Iii |
| LEMBAR PENGESAHAN | iv |
| ABSTRAK | Vi |
| ABSTRACT | Vii |
| KATA PENGANTAR | Viii |
| DAFTAR ISTILAH | X |
| DAFTAR ISI | Xi |
| DAFTAR GAMBAR | Xiii |
| DAFTAR TABEL | Xv |
| BAB I PENDAHULUAN | |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Perumusan Masalah | 3 |
| 1.3 Batasan Masalah | 3 |
| 1.4 Tujuan | 3 |
| 1.5 Sistematika Laporan | 4 |
| BAB II DASAR TEORI | |
| 2.1 <i>Municipal Solid Waste</i> | 5 |
| 2.2 <i>Refuse Derived Fuel (RDF)</i> | 6 |
| 2.3 Gasifikasi | 10 |
| 2.4 Faktor Yang Mempengaruhi Proses Gasifikasi | 19 |
| 2.5 Parameter Penting Dalam Proses Gasifikasi | 21 |
| BAB III METODOLOGI PENELITIAN | |
| 3.1 Blok Diagram Simulasi Gasifikasi RDF MSW | 25 |
| 3.2 Studi Literatur | 26 |
| 3.3 Pengambilan Data Awal Sebagai Input | 26 |
| 3.4 Simulasi Proses Gasifikasi | 27 |
| 3.5 Pengambilan Data Hasil Simulasi | 30 |
| 3.6 Validasi Hasil Simulasi | 30 |
| 3.7 Analisa Data | 31 |
| 3.8 Penarikan Kesimpulan | 31 |

| | | |
|-----------------------|--|----|
| BAB IV | ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN | |
| 4.1 | Validasi Simulasi Gasifikasi | 33 |
| 4.2 | Hasil Variasi Tekanan Dan Temperatur | 33 |
| 4.3 | Pengaruh Tingkat Oksigen Dan AFR Pada Tekanan Dan Temperatur | 45 |
| 4.4 | Diskusi | 46 |
| BAB V | PENUTUP | |
| 5.1 | Kesimpulan | 49 |
| 5.2 | Saran | 49 |
| DAFTAR PUSTAKA | | |
| LAMPIRAN | | |

DAFTAR GAMBAR

| | | |
|--------------------|---|----|
| Gambar 2.1 | Sampah Organik | 9 |
| Gambar 2.2 | Sampah Anorganik | 9 |
| Gambar 2.3 | Sampah Debu | 11 |
| Gambar 2.4 | Skema Proses Gasifikasi | 12 |
| Gambar 2.5 | <i>Updraft Gasifier</i> | 12 |
| Gambar 2.6 | <i>Downdraft Gasifier</i> | 13 |
| Gambar 2.7 | <i>Crossdraft Gasifier</i> | 15 |
| Gambar 3.1 | <i>Diadram Alir Tugas Akhir</i> | 23 |
| Gambar 3.2 | Skema Simulasi Gasifikasi | 25 |
| Gambar 3.3 | <i>Input RDF</i> | 27 |
| Gambar 3.4 | <i>Input Yield</i> Pada Reaktor Dekompocer | 28 |
| Gambar 4.1 | Hubungan Tekanan, Temperatur Dan Hasil Syngas | 32 |
| Gambar 4.2 | Hasil Syngas Pada Tekanan 6 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C | 34 |
| Gambar 4.3 | Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 6 Atm | 34 |
| Gambar 4.4 | Hasil Syngas Pada Tekanan 9 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C | 35 |
| Gambar 4.5 | Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 9 Atm | 36 |
| Gambar 4.6 | Hasil Syngas Pada Tekanan 12 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C | 37 |
| Gambar 4.7 | Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 12 Atm | 37 |
| Gambar 4.8 | Hasil Syngas Pada Tekanan 15 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C | 38 |
| Gambar 4.9 | Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 15 Atm | 39 |
| Gambar 4.10 | Hasil Syngas Pada Tekanan 18 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C | 40 |
| Gambar 4.11 | Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 18 Atm | 40 |
| Gambar 4.12 | Hasil Syngas HTC Pada Tekanan 9 Atm Dan | 42 |

Temperatur 600°C - 900°C

| | | |
|--------------------|--|----|
| Gambar 4.13 | Komposisi Syngas HTC Dengan ASH Pada Tekanan 9 Atm | 43 |
| Gambar 4.14 | Grafik Tekanan, Temperatur Dan Nilai AFR | 44 |

DAFTAR TABEL

| | | |
|------------------|---|----|
| Tabel 2.1 | Kelebihan Dan Kelemahan <i>Gasifier</i> | 18 |
| Tabel 3.1 | Bahan Baku RDF MSW | 24 |
| Tabel 3.2 | Diskripsi Model Unit Blok Aspen Plus | 26 |
| Tabel 4.1 | Perbandingan Validasi Data Simulasi | 31 |
| Tabel 4.2 | Persentasi Komposisi Syngas Temperatur 900 °C | 33 |
| Tabel 4.3 | Bahan Baku Briket HTC | 41 |

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Masalah sampah telah menjadi masalah umum di berbagai negara di belahan dunia, dengan perbedaan terletak pada banyaknya sampah yang dihasilkan oleh tiap negara. Indonesia menjadi negara berkembang di Asia dengan peringkat pertama sebagai penghasil sampah terbanyak. Berdasarkan data (*World Bank* 1999:5) untuk data rata-rata sampah di kawasan Asia, Indonesia menghasilkan 52.005 ton sampah perhari. Namun dengan data tersebut belum membuat Indonesia mengolah sampah kota yang dihasilkan secara terpadu, oleh karena itu, perlu adanya solusi untuk mengurangi sampah selama ini dan menjadi sumber energi utama sehingga perlu dilakukan pengembangan energi alternatif untuk mengatasi hal tersebut.

Pada saat ini perkembangan teknologi memungkinkan untuk menjadikan sampah sebagai sumber energi terbarukan dengan menggunakan proses termokimia. Sampah yang dapat dikonversikan menjadi energi adalah sampah hasil masyarakat atau yang lebih dikenal dengan *Municipal Solid Waste* (MSW). MSW dapat digunakan sebagai sumber biomassa setelah melalui proses pemilihan, pengeringan, dan pencacahan saja atau dapat juga dibuat dalam bentuk briket atau pellet.

Salah satu model pengelolaan sampah yang telah digunakan terbukti memberikan solusi dan tidak memerlukan investasi besar adalah adalah teknologi Gasifikasi yang Mampu mengubah sampah yang bernilai rendah menjadi produk yang bernilai lebih tinggi. Dengan pengontrolan terhadap emisi karena proses pembakaran yang lebih sempurna. Konsep utama Gasifikasi adalah melalui pembakaran atau *cumbustion*. Proses

Gasifikasi ini dilakukan dalam ruang tertutup (*reaktor*) yang aman bagi lingkungan. Teknologi ini selain menghasilkan nilai kalor, juga menghasilkan berbagai jenis gas sintetis yang terbukti ramah lingkungan serta memiliki efisiensi cukup tinggi. Bahan baku yang digunakan dapat berupa limbah kasar, juga dalam model peletisasi. Energi biomasa dalam kasus ini dapat disebut juga *RDF* atau *Refuse Derived Fuel*. Limbah dalam bentuk *RDF* dinilai lebih efisien dan menguntungkan baik dari segi transportasi juga energi kalor yang dihasilkan. Ghofar, dkk. (2017: 61) dari Lembaga Pusat Teknologi dan Sumberdaya Energi dan Industri Kimia Serpong, melakukan analisis simulasi dan estimasi kebutuhan energi sistem *Gasifier* dengan bahan baku batubara Sumsel dan Kalsel. Penelitian menggunakan *software Aspen Plus V.10* dengan mempertimbangkan kesetimbangan termodinamika. Kishore, A.K. & Ramanjaneyulu, K.A.V., (2015:1) melakukan penelitian yang sama, simulasi Gasifikasi biomasa menggunakan *Aspen Plus* dapat memprediksi produksi *Synthetic Gas (Syngas)* secara optimal. Peningkatan suhu inputan Gasifikasi dapat meningkatkan kualitas *Syngas* yang dihasilkan. Penelitian dilakukan secara general, perlu penelitian yang lebih spesifik sesuai kondisi lapangan di masyarakat yang lebih bermanfaat.

Analisa melalui pemodelan menggunakan *software Aspen plus* inovatif yang relevan perlu dilakukan untuk mengetahui potensi syngas dengan variasi temperatur dan tekanan untuk penerapan teknologi selanjutnya. *Software* inovatif mampu menghitung dan menganalisis produksi syngas menggunakan rumus energi dan parameter-parameter yang diperlukan. Setiap *software* juga dilengkapi berbagai fitur yang canggih dan tingkat kompleksitas tinggi. Jenis *Output* yang dapat diukur juga semakin beragam dan detail. Semua komponen dalam Gasifikasi seperti *reaktor*, *blower*, *cyclone*, *gas holder*, hingga *heat exchanger* tersedia dengan berbagai jenis dan parameter yang dapat ditentukan.

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang diatas didapatkan rumusan masalah dalam penelitian ini adalah :

1. Bagaimana hasil variasi temperatur pada proses gasifikasi *Refuse Derived Fuel (RDF)* Dari *Municipal Solid Waste (MSW)* ?
2. Bagaimana hasil variasi tekanan pada proses gasifikasi *Refuse Derived Fuel (RDF)* Dari *Municipal Solid Waste (MSW)* ?

1.3 Batasan Masalah

Melihat banyaknya masalah yang terjadi penulis mencoba membatasi permasalahan agar penulis dapat lebih fokus dan lebih intens dalam menyelesaikan masalah. Adapun masalah yang akan diteliti

1. simulasi proses gasifikasi *Refuse Derived Fuel (RDF)* Dari *Municipal Solid Waste (MSW)* Dengan Variasi Temperatur Dan Tekanan dalam memprediksi produksi *Syntetic Gas (Syngas)* dengan bantuan *software*
2. tidak membahas desain dari reaktor gasifer
3. hasil dari *syngas* berupa *mass flow* dan *moll flow*
4. proses gasifikasi dianggap *ideal*

1.4 Tujuan

Adapun tujuan diadakannya penelitian ini adalah :

1. Mengetahui hasil variasi temperatur pada proses gasifikasi *Refuse Derived Fuel (RDF)* Dari *Municipal Solid Waste (MSW)*.
2. Menegetahui hasil variasi tekanan pada proses gasifikasi *Refuse Derived Fuel (RDF)* Dari *Municipal Solid Waste (MSW)*.

1.5 Sistematika Laporan

Dalam penyusunan tugas akhir ini, sistematika laporan akan disusun secara sistematis yang terbagi dalam beberapa bab, yakni dengan perincian sebagai berikut:

- BAB I Pendahuluan**
Bab ini berisi tentang penjelasan latar belakang, permasalahan, batasan masalah, tujuan, dan sistematika laporan.
- BAB II Tinjauan Pustaka**
Pada bab ini berisikan tentang teori-teori penunjang tugas akhir, antara lain teori tentang Municipal Solid Waste, *RDF (Refuse Derived Fuel)*, dan proses gasifikasi.
- BAB III Metode Penelitian**
Dalam bab ini akan dijelaskan secara detail mengenai langkah-langkah yang harus dilalui untuk mencapai tujuan dan simpulan akhir dari penelitian. Produk akhir dari tahap ini adalah prancangan dan model yang siap untuk dibuat, diuji, dan dianalisa
- BAB IV Analisis Data Dan Pembahasan**
Pada bab ini merupakan tindak lanjut dari Bab III, dimana validasi yang telah dilakukan dan akan didapatkan data, baik data berupa grafik maupun tabulasi, kemudian akan dilakukan analisa dan pembahasan.
- BAB V Kesimpulan dan Saran**
Dalam bab ini adalah berisi mengenai kesimpulan pokok dari keseluruhan rangkaian penelitian yang telah dilakukan serta saran.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 *Municipal Solid Waste*

Sampah merupakan segala bentuk buangan padat yang sebagian berasal dari aktivitas manusia (domestik). Dalam UU No. 18 tahun 2008 tentang pengelolaan sampah dinyatakan bahwa sampah sebagai sisa kegiatan sehari-hari manusia dan atau dari proses alam yang berbentuk padat. Berdasarkan data yang dicatat oleh Kementerian Hidup dan Kehutanan tahun 2017, volume sampah di Indonesia sepanjang 2017 tercatat 65,8 juta ton. Komposisi utamanya adalah sampah organik sebanyak 70 – 80% dari seluruh jumlah sampah yang dihasilkan. Menurut Slamet (1994), sampah kota dapat dibedakan atas dasar sifat-sifat biologis dan kimia sehingga mempermudah pengelolaannya, yaitu sebagai berikut:

- a. Sampah yang dapat membusuk (organik), seperti sisa makanan, daun, sampah kebun, pertanian dan lainnya.



Gambar 2.1 Sampah Organik (E. Herlian, dkk 2016)

- b. Sampah yang tidak membusuk (anorganik), seperti kertas, plastik, karet, gelas, logam dan lainnya.



Gambar 2.2 sampah anorganik (E. Herlian, dkk 2016)

- c. Sampah yang berupa debu atau abu



Gambar 2.3 sampah debu (E. Herlian, dkk 2016)

- d. Sampah yang berbahaya terhadap kesehatan, baik secara fisik maupun kimia seperti sampah-sampah industri.

2.2 RDF (*Refuse Derived Fuel*)

RDF (Refuse Derived Fuel) merupakan sampah yang diubah menjadi bahan bakar. Sampah memiliki kandungan energi yang apabila dimanfaatkan dengan benar dapat memudahkan kehidupan manusia. *RDF* dihasilkan dari pemisahan fraksi yang mudah terbakar (*combustible fraction*) dan

fraksi sampah yang sulit dibakar (*non-combustible fraction*) dari sampah secara mekanik (Sun, K., 2014:17). *RDF* dikenal sebagai bahan bakar alternatif yang diproduksi dari fraksi sampah yang mudah terbakar dimana tersusun atas sampah plastik dan material lainnya seperti tekstil, kayu dan lain sebagainya. Menurut *Liu, J., et al.* (1996: 650), *RDF* adalah sampah yang mudah terbakar dan dipisahkan dari bagian yang sulit terbakar melalui proses pencacahan, pengayakan dan klasifikasi udara.

RDF dalam ASTM E 856 (Sari, Anugrah Juwita, 2012: 10) dibagi menjadi 7 kategori, yaitu *RDF-1* s/d *RDF-7*. *RDF-1* merupakan sampah murni yang berasal dari TPA yang digunakan langsung sebagai bahan bakar tanpa proses pemilahan. *RDF-2* disebut sampah partikel kasar dengan atau tanpa pemisahan logam besi (*ferrous metal*). *RDF-3* merupakan bahan bakar yang dicacah, berasal dari sampah perkotaan dan diproses untuk memisahkan logam, kaca dan bahan anorganik lainnya. *RDF-4* merupakan fraksi sampah mudah terbakar (*combustible*) yang diolah menjadi bentuk serbuk biasanya disebut dengan *dust RDF*. *RDF-5* biasanya disebut dengan *densified RDF* atau *d-RDF* merupakan fraksi sampah yang dapat dibakar yang kemudian dipadatkan menjadi bentuk *pellets*, *slags*, *cubettes* dan briket. *RDF-6* adalah *RDF* dalam bentuk cair atau *liquid RDF*. *RDF-7* merupakan *RDF* dalam bentuk gas, biasanya disebut dengan *synthetic gas RDF*.

umumnya proses pemilahan RFD MSW terdiri atas

- a. Penyimpanan Sampah (*Waste Reseption And Storege*)
sampah yang datang dari proses pengumpulan dipisahkan dari material material yang tidak diinginkan
- b. Pengayakan Sampah (*Waste Liberation And Screening*)
Pada proses in material yang terlalu halus dan material yang ukuran yang besar (500mm) rata-rata

terdiri dari kertas, papan, yang berukuran besar dan biasanya dibuang ke landfill bersama residu yang lain. Sisa material yang diproduksi dari proses ini dapat digunakan sebagai cude RDF (CRDF kasar) walaupun masih mengandung logam dan material *non-combustible* lainnya.

c. Penghalusan Bahan Baku (*Fuel Refining*)

Pada proses ini dilakukan reduksi ukuran, klasifikasi dan pemisahan magnetis. Reduksi ukuran menggunakan alat pencacah (shredder) atau hammer mill untuk membuat material menjadi fraksi yang ringan atau padat. Proses klasifikasi (pemisahan berat jenis) diperlukan untuk memisahkan fraksi berat (metal, plastik tebal) dari fraksi ringan yang dapat dibakar (kertas, plastik film) yang kemudian akan dibentuk menjadi dRDF. Pemisahan magnetic dilakukan untuk membuang logam besi dari fraksi berat. Fraksi yang ringan, bersama sisa dari pemisahan magnetic fraksi berat dapat digunakan untuk membentuk cRDF (cRDF tipe B).

d. *Fuel Preparation*

Proses ini melibatkan perbedaan antara proses pembuatan crdf dan drdf. Didalam proses ini termasuk juga konversi *fuel rich fraction* menjadi ke bentuk yang lebih padat dan kering dengan mencacah ulang, kemudian mengeringkannya dan membentuknya menjadi butiran-butiran (pellet). Pencacahan sekunder diperlukan untuk mengurangi ukuran partikel dari fuel fraction ke dalam ukuran yang diperlukan untuk pelaksanaan proses pembentukan pellet dan pengeringan mengurangi kadar air dari sekitar 30% menjadi 12%. Kandungan air yang rendah diperlukan untuk

karakteristik pemakaran yang baik dan agar dapat disimpan dalam jangka waktu yang lama.

Ketika combustible fraction kering, bahan organik dan residu inert dapat dengan mudah disaring (diisahkan), mengurangi kandungan abu dari produk. Kebanyakan klorin, logam berat dan silika didalam produk terkandung dalam residu inert. Setelah proses ini drdf dapat diprosuksi dengan kandungan abu final 10% dari berat sendiri dan level klorin 0,5%. Ketiadaan kontaminan inert seperti silika, nilai kalor produk dapat meningkat dengan signifikan.

e. *Fuel Storage And Quality Control*

Ketika sudah dalam bentuk pellet dan kering, dRDF dapat disimpan sebelum digunakan.

2.3 Gasifikasi

Gasifikasi adalah proses mengubah biomassa padat menjadi gas yang mudah terbakar. Gas tersebut umumnya mengandung senyawa karbon, hidrogen, dan oksigen dengan kelembaban tertentu. Dalam kondisi dapat dikontrol, proses ini ditandai dengan suplai oksigen yang rendah dan suhu tinggi, sebagian besar bahan biomassa dapat dikonversi menjadi bahan bakar gas yang dikenal sebagai *producer gas*, yang terdiri dari CO, H₂, CO₂, dan CH₄. Konversi biomassa padat menjadi bahan bakar gas secara termokimia ini disebut dengan gasifikasi (Fadhillah, Bagus R., 2017: 14)

Gasifikasi merupakan proses konversi bahan bakar dalam ruang tertutup (reaktor) untuk dimanfaatkan pada fase lain (*liquid nature gas*) (Sun, Ke., 2014:18). Pada proses ini terjadi reaksi energi yang mengubah bahan bakar padat menjadi *gas producer* atau *Syngas* (CO, CO₂, H₂, CH₄).

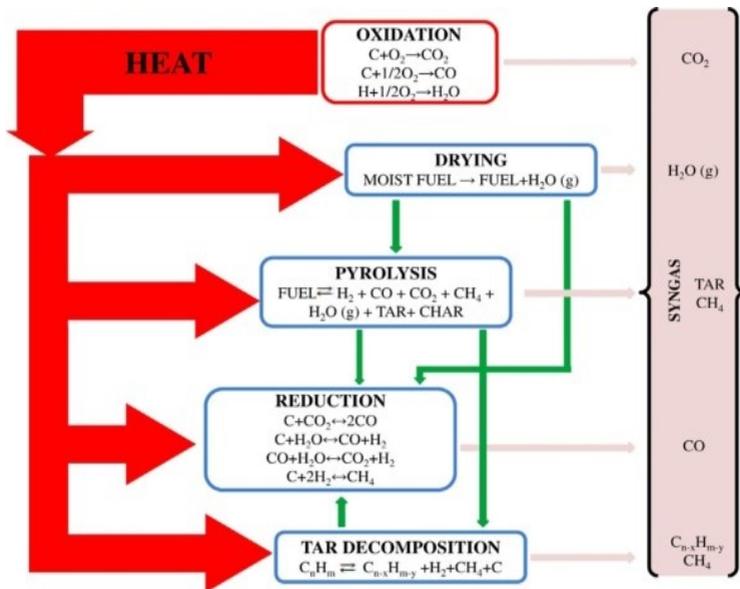
Proses gasifikasi dilakukan dalam suatu reaktor yang dikenal dengan gasifier. Jenis gasifier yang ada saat ini dapat dikelompokkan berdasarkan mode fluidisasi, arah aliran dan jenis gas yang diperlukan untuk proses gasifikasi. Reaktor berfungsi sebagai tungku tempat berlangsungnya proses gasifikasi. Ketika gasifikasi dilangsungkan, terjadi kontak antara bahan bakar dengan medium penggasifikasi di dalam *Gasifier*. Kontak antara bahan bakar dengan medium tersebut menentukan jenis gasifier yang digunakan. Apabila dibedakan berdasarkan arah aliran fluidanya, reaktor *Gasifier* dapat dikelompokkan menjadi dua, yaitu, gasifikasi aliran searah (*Downdraft Gasifier*) dan gasifikasi aliran berlawanan (*Updraft Gasifier*). Pada *Downdraft Gasifier*, arah aliran udara dan bahan baku menuju ke bawah. Sedangkan pada *Updraft Gasifier*, arah aliran bahan baku ke bawah dan aliran udara justru berlawanan yaitu ke atas. Pada

umumnya gasifikasi adalah proses perubahan materi yang mengandung karbon misalnya batubara, minyak bumi, maupun biomassa ke dalam bentuk karbon monoksida (CO) dan hidrogen (H₂) dengan mereaksikan bahan baku yang digunakan pada temperatur tinggi dengan jumlah oksigen yang diatur (Sun, Ke., 2014:18).

Reaksi utama gasifikasi adalah endotermik dan energi yang diperlukan untuk terjadinya proses tersebut, umumnya, didapat dari proses oksidasi yang merupakan bagian dari biomassa, melalui fase allo-termal atau auto-termal. Dalam proses auto-termal, Gasifier dipanaskan secara internal melalui pembakaran parsial, sementara dalam proses allo-termal energi yang dibutuhkan untuk gasifikasi disuplai secara eksternal. Mengingat sistem auto-termal, gasifikasi dapat dilihat sebagai urutan dari beberapa tahapan. Langkah-langkah utama dari proses gasifikasi adalah:

- (1) Oksidasi (tahap eksotermis).
- (2) *Drying* (tahap endotermik).
- (3) Pirolisis (tahap endotermik).
- (4) Reduksi (tahap endotermik).

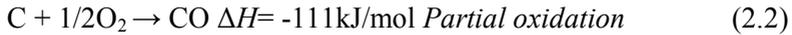
Langkah tambahan, yang terdiri dari dekomposisi tar, dapat juga termasuk dalam rangka untuk menjelaskan pembentukan hidrokarbon ringan karena dekomposisi molekul tar besar. Pada Gambar 2.4 diperlihatkan sebuah representasi skematis dari proses gasifikasi:



Gambar2.4 Skema Proses Gasifikasi (Ashari H. 2012).

2.3.1 Oksidasi

Oksidasi merupakan bagian dari proses gasifikasi yang diperlukan untuk memperoleh energi panas yang dibutuhkan untuk proses endotermik, untuk menjaga suhu operasi pada nilai yang diperlukan. oksidasi dilakukan dalam kondisi kekurangan oksigen sehubungan dengan rasio stoikiometri untuk mengoksidasi hanya sebagian dari bahan bakar. Meskipun oksidasi parsial melibatkan semua spesies karbon (termasuk tar), adalah mungkin untuk menyederhanakan sistem dengan mempertimbangkan bahwa hanya *char* dan hidrogen yang terkandung dalam *syngas* yang berpartisipasi dalam reaksi oksidasi parsial. Reaksi utama yang berlangsung selama fase oksidasi adalah sebagai berikut:



Produk utama berupa energi panas yang sangat diperlukan untuk seluruh proses, sedangkan produk pembakaran merupakan campuran gas CO, CO₂ dan air. Dalam campuran ini nitrogen dapat hadir jika oksidasi biomassa dilakukan dengan udara, sebaliknya nitrogen praktis tidak ada jika hanya menggunakan oksigen

2.3.2 Drying/ Pengeringan

Pengeringan terdiri atas penguapan uap air yang terkandung dalam bahan baku. Jumlah panas yang dibutuhkan dalam tahap ini sebanding dengan kadar kelembabannya. Pengeringan dapat dianggap lengkap ketika suhu biomassa 150 °C dicapai (Hamelinck et al). Proses pengeringan ini sangat penting dilakukan agar pengapian pada burner dapat terjadi lebih cepat dan lebih stabil. Pada reaksi ini, bahan bakar yang mengandung air akan dihilangkan dengan cara diuapkan dan dibutuhkan energi sekitar 2260 kJ untuk melakukan proses tersebut sehingga cukup menyita waktu operasi.

2.3.3 Pirolisis

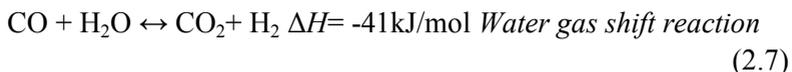
Proses pirolisis merupakan proses pemanasan biomassa dengan suhu tertentu hingga molekul bermassa besar dalam biomassa akan terpecah menjadi molekul dengan massa yang lebih ringan. Pemanasan biomassa untuk proses pirolisis ini biasanya terjadi pada suhu sekitar 350 °C. Hasil dari proses

pirolisis biomassa adalah arang, gas (CO, CO₂, H₂, H₂O, dan CH₄), dan juga uap tar. Bila proses pemanasan pada pirolisis ini dilakukan secara lambat maka akan lebih banyak terbentuk karbon dalam bentuk padatan sehingga arang akan lebih banyak terjadi. Bila pemanasan dilakukan dalam waktu cepat maka akan lebih banyak terjadi gas dengan kandungan C-H dan pengurangan kandungan oksigen dalam jumlah besar, sehingga juga dihasilkan hidrokarbon dalam bentuk cair. Proses pirolisis ini umumnya mendahului proses gasifikasi.

Salah satu produk penting dari pirolisis adalah pembentukan tar yang terjadi dari pengkondensasian uap yang dihasilkan pada proses pirolisis. Karena kondisinya yang berupa cairan lengket, tar menyebabkan kesulitan yang besar pada penggunaan syngas untuk keperluan selanjutnya

2.3.4 Reduksi

Langkah reduksi melibatkan semua produk dari tahap sebelumnya dari pirolisis dan oksidasi; campuran gas dan arang bereaksi satu sama lain sehingga pembentukan akhir berupa *syngas*. Reaksi utama yang terjadi pada langkah reduksi adalah:



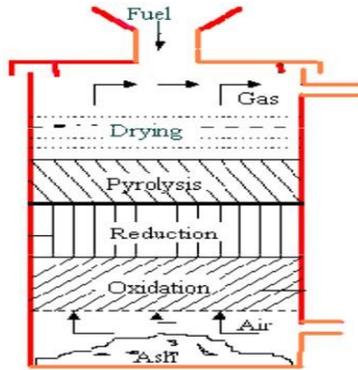
Reaksi (2.5 dan 2.6) adalah endotermik, sementara reaksi (2.7 dan 2.8) adalah eksotermik; Namun, kontribusi kedua Boudouard Reaction (2.5) dan reformasi arang (2.6) membuat langkah reduksi endotermik global, dan kemudian seluruh langkah membutuhkan energi dari reaksi oksidasi. Reaksi (2.5-2.8) adalah reaksi kesetimbangan kimia dan karena itu produk dan reaktan dapat berdampungan dan mempertahankan

konsentrasi rasio seperti yang didefinisikan oleh hukum kesetimbangan termodinamika. Secara umum, dapat dinyatakan bahwa Reaksi endotermik (2.5 dan 2.6) lebih diunggulkan (kondisi keseimbangan bergeser ke arah pembentukan produk) saat suhu meningkat, sementara Reaksi (2.7 dan 2.8) diunggulkan pada suhu rendah. Suhu di mana langkah reduksi dilakukan memiliki peranan penting dalam menentukan komposisi *syngas*, dan karena itu karakteristiknya (heating value yang lebih rendah, kehadiran tar). suhu tinggi meningkatkan oksidasi char (mengurangi residu padat pada prosesnya) dan mengurangi pembentukan tar. Di sisi lain hal tersebut meningkatkan risiko abu yang melekat dan mengurangi kandungan energi dari *syngas*.

Berdasarkan arah aliran, gasifier dapat dibedakan menjadi gasifikasi aliran searah (*downdraft gasification*), gasifikasi aliran berlawanan (*updraft gasification*) dan gasifikasi aliran menyilang (*crossdraft gasification*).

a) Updraft Gasifier

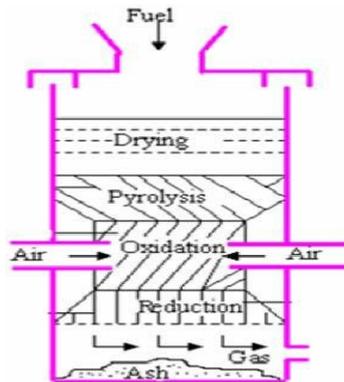
Pada tipe ini udara masuk melalui arah bawah dan mengoksidasi arang secara parsial untuk menghasilkan CO dan H₂ (jika digunakan uap) dan ditambah N₂ (jika digunakan udara). Gas ini kemudian bertemu dengan biomassa. Gas yang sangat panas tersebut mempirolisa biomassa, menghasilkan karbon padatan (arang), uap air dan 10-20% uap minyak pada temperatur 100-4000 C, tergantung pada kadar air biomassa. Selanjutnya arang akan dioksidasi parsial oleh udara dan menghasilkan gas.



Gambar 2.5 *Updraft gasifier* (Tasliman, 2008 diambil dari Turare, 1997)

b) *Downdraft Gasifier*

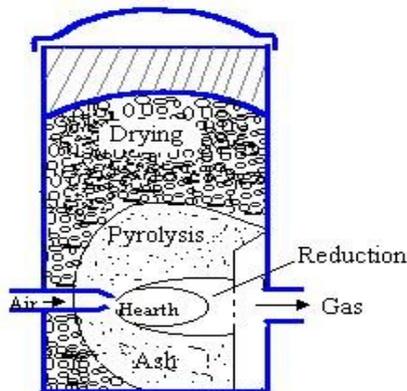
Udara masuk menyebabkan pirolisis (*flaming pyrolysis*) biomassa. Proses ini mengkonsumsi uap - uap minyak dan menghasilkan gas reduksi partial CO, CO₂, H₂ dan H₂O, serta sedikit metan sekitar 0,1%. Gas panas bereaksi dengan arang untuk mereduksi gas lebih lanjut dan meninggalkan sekitar 2-5% abu arang.



gambar 2.6 *Downdraft Gasifier* (Tasliman, 2008 diambil dari Turare, 1997)

c) *Crossdraft Gasifier*

Mungkin gasifikasi tipe cross-draft lebih menguntungkan dari pada *updraft* dan *down-draft gasifier*. Keuntungannya seperti suhu gas yang keluar tinggi, reduksi CO₂ yang rendah dan kecepatan gas yang tinggi yang dikarenakan desainnya. Tidak seperti *down-draft* dan *up-draft gasifier*, tempat penyimpanan, pembakaran, dan zona reduksi pada *cross-draft gasifier* terpisah. Untuk desain bahan bakar yang terbatas untuk pengoperasian rendah abu bahan bakar seperti kayu, batu bara, limbah pertanian. Kemampuan pengoperasiannya sangat bagus, menyebabkan konsentrasi sebagian zona beroperasi di atas suhu 200°C. Waktu mulai (*start up*) 5 - 10 menit jauh lebih cepat dari pada *down-draft* dan *up-draft gasifier*. Pada *cross-draft* dapat menghasilkan temperatur yang relatif tinggi, komposisi gas yang dihasilkan kurang baik seperti tingginya gas CO dan rendahnya gas hidrogen serta gas metana.



Gambar 2.7 *Crossdraft Gasifier* (Tasliman, 2008 diambil dari Turare, 1997)

Tabel 2.1 Kelebihan dan Kelemahan *Gasifier*

| Jenis Gasifer | Kelebihan | Kelemahan |
|-----------------------------------|---|---|
| <i>Updraft Gasifier</i> | <ul style="list-style-type: none"> • Lebih Mudah dioperasikan • Arang yang dihasilkan lebih sedikit. | <ul style="list-style-type: none"> • Menghasilkan sedikit metan • Tidak dapat beroperasi secara kontinyu • Gas yang dihasilkan tidak kontinyu |
| <i>Dwondraft Gasifier</i> | <ul style="list-style-type: none"> • Dapat beroperasi secara kontinyu pada suhu gas tinggi • Kandungan tar dan abu dalam gas output sangat kecil | <ul style="list-style-type: none"> • Produksi asal terlalu banyak selama operasi |
| <i>Crossdraft Gasifier</i> | <ul style="list-style-type: none"> • Suhu gas yang keluar tinggi • Reduksi CO₂ rendah • Tempat penyimpanan pembakaran dan zona reduksi terpisah | <ul style="list-style-type: none"> • Komposisi gas yang dihasilkan kurang bagus • Gas CO yang dihasilkan tinggi dan gas H rendah • Gas metan yang dihasilkan juga rendah |

2.4 Faktor Yang Mempengaruhi Proses Gasifikasi

Proses gasifikasi memiliki beberapa faktor yang dapat mempengaruhi proses dan kandungan syngas yang dihasilkannya. Faktor-faktor tersebut adalah: Properties Biomassa

Tidak semua biomassa dapat dikonversikan dengan proses gasifikasi karena ada beberapa klarifikasi dalam mendefinisikan bahan baku yang dipakai pada sistem gasifikasi berdasarkan kandungan dan sifat yang dimilikinya. Pendefinisian bahan baku gasifikasi ini dimaksudkan untuk membedakan antara bahan baku yang baik dan yang kurang baik. Adapun beberapa parameter yang dipakai untuk mengklarifikasikannya yaitu :

- a. Kandungan energi, semakin tinggi kandungan energi yang dimiliki biomassa maka *syngas* hasil gasifikasi biomassa tersebut semakin tinggi karena energi yang dapat dikonversi juga semakin tinggi.
- b. *Moisture*, bahan baku yang digunakan untuk proses gasifikasi umumnya ber-*moisture* rendah. Karena kandungan *moisture* yang tinggi menyebabkan *heat loss* yang tinggi. Selain itu kandungan *moisture* yang tinggi juga menyebabkan beban pendinginan semakin tinggi karena *pressure drop* yang terjadi meningkat. Idealnya kandungan *moisture* yang sesuai untuk bahan baku gasifikasi kurang dari 20 %.
- c. Debu, semua bahan baku gasifikasi menghasilkan *dust* (debu). Adanya *dust* ini sangat mengganggu karena berpotensi menyumbat saluran sehingga membutuhkan maintenance lebih. Desain gasifier yang baik setidaknya menghasilkan kandungan *dust* yang tidak lebih dari 2–6 g/m³.

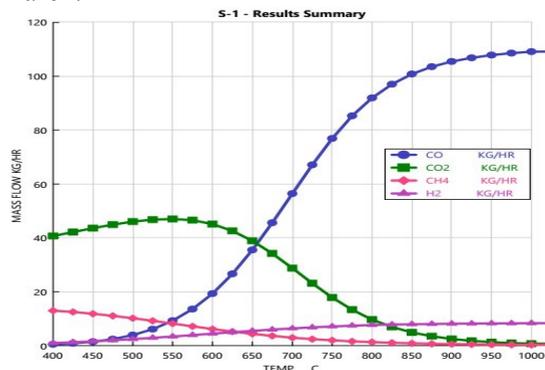
- c. Tar, merupakan salah satu kandungan yang paling merugikan dan harus dihindari karena sifatnya yang korosif. Sesungguhnya tar adalah cairan hitam kental yang terbentuk dari destilasi destruktif pada material organik. Selain itu, tar memiliki bau yang tajam dan dapat mengganggu pernapasan. Pada reaktor gasifikasi terbentuknya tar, yang memiliki bentuk *approximate atomic*, terjadi pada temperatur pirolisis yang kemudian ter evaporasi dalam bentuk asap, namun pada beberapa kejadian tar dapat berupa zat cair pada temperatur yang lebih rendah. Apabila hasil gas yang mengandung tar relatif tinggi dipakai pada kendaraan bermotor, dapat menimbulkan deposit pada karburator dan *intake valve* sehingga menyebabkan gangguan. Desain gasifier yang baik setidaknya menghasilkan tar tidak lebih dari 1 g/m³.
- d. *Ash* dan *Slagging*. *Ash* adalah kandungan mineral yang terdapat pada bahan baku yang tetap berupa oksida setelah proses pembakaran. Sedangkan *slag* adalah kumpulan *ash* yang lebih tebal. Pengaruh adanya *ash* dan *slag* pada gasifier adalah :
- Menimbulkan penyumbatan pada gasifier
 - Pada titik tertentu mengurangi respon pereaksian bahan baku
- f. Nilai kalor (*Heating Value*) Dari presentase komposisi *syngas* dapat dilakukan perhitungan *Lower Heating Value* (LHV) pada *syngas* dengan persamaan :
- $$\text{LHV}_{\text{syngas}} = \sum_{i=1}^n (Y_i \cdot \text{LHV}_i)$$
- $$= \% \text{CO} \times \text{LHV}_{\text{CO}} + \% \text{CH}_4 \times \text{LHV}_{\text{CH}_4} + \% \text{H}_2 \times \text{LHV}_{\text{H}_2}$$

2.5 Parameter – Parameter Penting dalam Proses Gasifikasi

Parameter – parameter penting yang harus dipertimbangkan dalam proses gasifikasi, yaitu:

a) Temperatur Gasifikasi

Temperatur gasifikasi harus tinggi karena dalam tahap pertama gasifikasi adalah pengeringan untuk menguapkan kandungan air dalam sampah kota. Menurut Riyadi Muslim (2017), Perubahan temperatur *Gasifier* memberikan efek yang dominan terhadap komposisi keluaran gas produser. Temperatur yang tinggi memberikan konversi karbon yang tinggi pula dalam membentuk gas produser. Meningkatnya temperatur *Gasifier* memberikan efek semakin meningkatnya fraksi gas CO didalam gas produser dan sepiantas menaikkan komposisi H₂ di dalam gas produser, Di sisi lain, jumlah CO₂ dan CH₄ terus menurun seiring kenaikan suhu. Penurunan CO₂ jauh lebih drastis dibanding kadar CH₄. hal ini menyebabkan *Heating Value* gas produser meningkat². Gambar 2.8 melihatkan hasil grafik penelitian terdahulu oleh Riyadi muslim (2017) tentang pengaruh suhu terhadap komposisi syngas dari RDF limbah aren.



Gambar 2.8 Pengaruh Suhu Terhadap Komposisi Syngas

b) AFR (*Air Fuel Ratio*)

Air Fuel Ratio digunakan untuk mengetahui perbandingan antara *mass flowrate* udara dan *mass flowrate* bahan bakar (RDF MSW). Untuk mendapatkan nilai AFR *dual fuel* dilakukan perhitungan menggunakan persamaan berikut.

$$\text{AFR} = \text{Massa udara} / \text{massa RDF MSW}$$

c) Kestimbangan massa dan energi

Perhitungan kestimbangan massa dan energi dilakukan dengan pendekatan sistem batch dengan penurunan persamaan kestimbangan massa dan energi untuk kondisi steady sebagai berikut:

Kestimbangan massa:

$$\sum \text{massa}_{\text{masuk}} = \sum \text{massa}_{\text{keluar}}$$

$$m_{\text{biomassa}} + m_{\text{udara1}} + m_{\text{udara2}} = m_{\text{syn-gas}} + m_{\text{arang-karbon}} + m_{\text{ash}}$$

Kestimbangan energi:

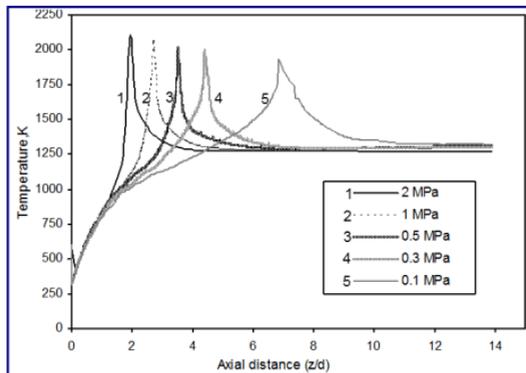
$$\sum \text{energi}_{\text{masuk}} = \sum \text{Energi}_{\text{keluar}}$$

$$= \sum \text{Energi}_{\text{berguna}} - \sum \text{energi}_{\text{losses}}$$

$$= E_{\text{syn-gas}} - E_{\text{arang-karbon}} - E_{\text{ash}} - E_{\text{heat-transfer}}$$

d) Tekanan

Tekanan di dalam reaktor dapat ditingkatkan baik dengan meningkatkan temperature secara langsung atau dengan menambahkan fluida. Berdasarkan prinsip Le Chatelier reaksi di dalam reaktor dipengaruhi oleh tekanan. Contohnya reaksi pirolisis terjadi pada tekanan yang cukup tinggi. Efek dari tekanan pada gasifikasi sangat mempengaruhi pembentukan *syngas*. Tekanan yang tinggi menyebabkan cepat naiknya temperatur, sehingga dekomposisi biomassa terjadi secara cepat dan dapat menghasilkan produk akhir *syngas* yang memiliki kualitas baik. Oleh karena itu, tekanan memiliki peran dalam pembentukan *syngas* dalam proses gasifikasi. Berdasarkan jurnal T Sundararajan (2006) *Mathematical Modelling of Coal Gasification Processes* menjelaskan bahwa pembentukan CO dan H₂ juga dipercepat pada tekanan yang lebih tinggi. Karena itu, parameter gasifikasi seperti konversi karbon (CC), nilai kalor lebih tinggi dari gas (HHV) dan efisiensi gas dingin (CGE) mencatat besaran yang lebih tinggi pada tekanan sistem yang lebih tinggi



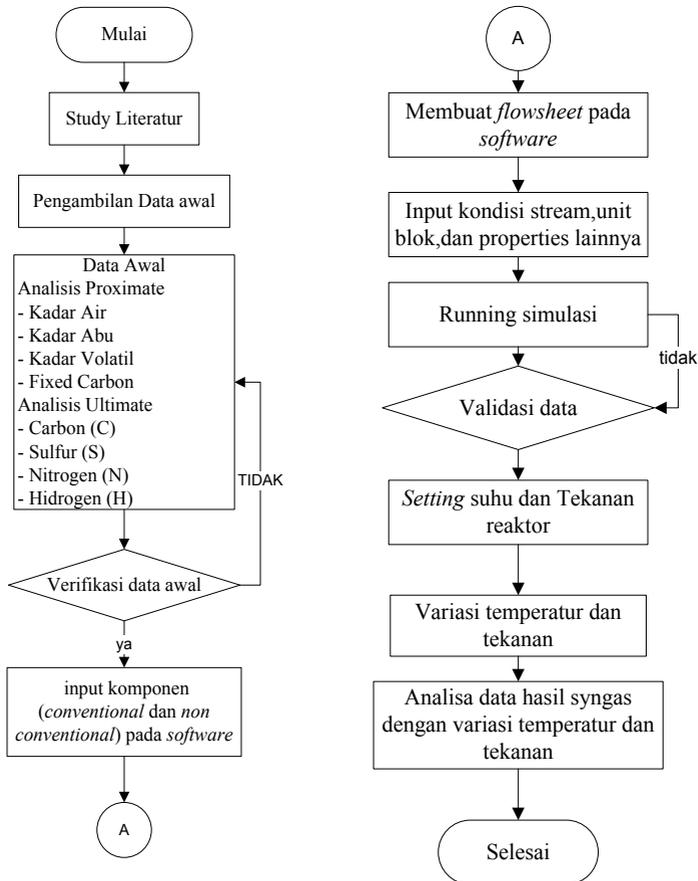
Gambar 2.9 Variasi Axial Temperature Gasifier Pada Tekanan Operasi Yang Berbeda (T Sundararajan, 2006)

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Blok Diagram Simulasi Gasifikasi RDF MSW

Berikut blok diagram tugas akhir simulasi gasifikasi RDF MSW :



Gambar 3.1 Diagram Alir Tugas Akhir

3.2 Studi Literatur

Studi literatur fokus pada bagaimana proses gasifikasi terjadi, reaksi-reaksi yang terjadi pada proses gasifikasi, dan parameter-parameter proses yang mempengaruhi produk yang dihasilkan pada proses gasifikasi, serta data ultimate dan proximate sampah yang dibutuhkan sebagai input dalam proses simulasi. Studi literatur diperoleh dari *e-book*, jurnal, dan penelitian yang berkaitan dengan topik permasalahan yang akan diteliti.

3.3 Pengambilan Data Awal sebagai *input*

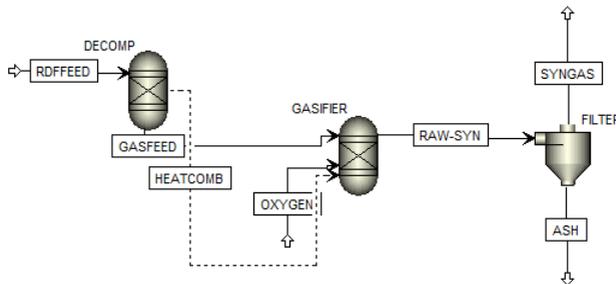
Setelah melakukan studi literatur, selanjutnya dilakukan pengambilan data awal berupa data proximate dan ultimate dari bahan baku RDF MSW dengan hasil eksperimen sebelumnya yang dilakukan oleh Albany Milena dkk (2017).

Tabel 3.1 Bahan Baku RDF MSW

| <i>Parameter</i> | <i>Composition (% As Received Basis)</i> | |
|---------------------------|---|------------|
| <i>Componen</i> | <i>Symbol/Unit</i> | <i>Rdf</i> |
| <i>Proximate analysis</i> | | |
| <i>Fixed carbon</i> | FC | 26,3 |
| <i>Volatiles</i> | V | 67,6 |
| <i>Moisture</i> | W | 12 |
| <i>Ashes</i> | A | 6 |
| <i>Ultimate analysis</i> | | |
| <i>Carbon</i> | C | 49,4 |
| <i>Hydrogen</i> | H | 6,5 |
| <i>Nitrogen</i> | N | 1,5 |
| <i>Sulfur</i> | S | 0,3 |
| <i>Oxygen</i> | O | 36,1 |
| <i>Heating value</i> | | |
| <i>LHV</i> | Mj/kg | 15,20 |

3.4 Simulasi proses gasifikasi

Pemodelan ini menggunakan properti *method* IDEAL (Ramzan, N., et al., 2011: 35) dalam mencampur dan mereaksikan komponen konvensional dan komponen CISOLID. Model HCOALGEN dan DCOALIGT digunakan untuk mengukur *enthalpy* dan *density* komponen non konvensional secara terstruktur. Parameter HCOALGEN membutuhkan beberapa atribut komponen berdasarkan analisis *Ultimate* (ULTANAL), analisis *Proximate* (PROXANAL), serta analisis komposisi sulfur pada *RDF* (SULFANAL). Semua metode itu dapat ditemukan pada *software Aspen Plus*. Adapun yang disebut analisis *ultimate* terdiri dari Karbon (C), Belerang (S), Hidrogen (H₂), Nitrogen (N₂), dan Oksigen (O₂). Analisis *proximate* terdiri dari kadar air, karbon fix, kadar volatil dan abu. Metode analisis mengacu pada analisis pengujian dan simulasi batu bara. Analisis data *RDF* 5 dan jumlah gas yang dihasilkan mengacu pada kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi. Inputan terdiri dari sampel, yaitu: MSW dalam bentuk *RDF* MSW.



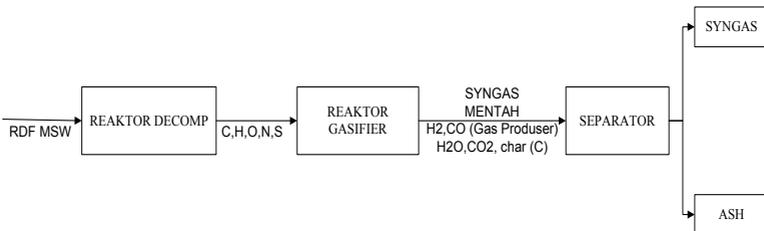
Gambar 3.2 Skema Simulasi Gasifikasi

Pada simulasi ini proses pertama adalah dekomposisi yang terjadi pada reaktor dekomposisi (RDECOMP) yang berfungsi untuk medekomposisi RDF MSW menjadi komponen fraksionalnya C,H,O,N,S, Reaktor dekomposisi disimulasikan menggunakan reaktor RYield. Proses dekomposisi terjadi dengan

memberikan informasi analisa proksimat dan ultimat yang terkandung pada sampah. *Output* dari proses dekomposisi adalah produk *conventional* dan *non-conventional*.

Selanjutnya *output* dari RDECOMP diteruskan menuju REACTOR (RGibbs) yang fungsinya sebagai reaktor gasifier yang terbentuk berdasarkan kesetimbangan thermodynamika dengan memberikan *input* berupa tekanan dan temperature. RDF MSW dimodelkan oleh beberapa fraksional char yaitu C,H,O,N, dan S.

Hasil dari REACTOR (RGibbs) digunakan sebagai masukan pada SSplit berfungsi untuk memisahkan Syngas dan ash.



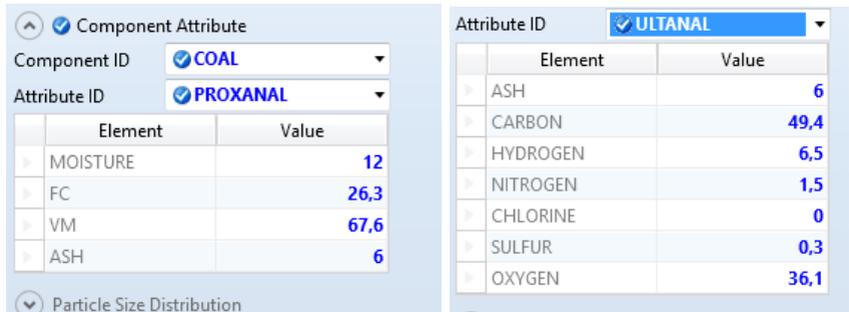
Gambar 3.3 Diagram proses Gasifikasi

Tabel 3.2 Deskripsi Model Unit Blok Aspen Plus

| Aspen Plus ID | Blok ID | Deskripsi |
|---------------|-----------|--|
| RYield | RDECOMP | Mendekomposisi bahan baku |
| RGibbs | REACTOR | Sebagai reaktor gasifier |
| SSplit | SEPARATOR | Pemisah yang digunakan untuk melakukan pemisahan syngas dan ash. |

a. Input data ultimate dan proximate

Untuk melakukan simulasi data input berupa proximate dan ultimate dimasukkan ke dalam software aspenplus



Gambar 3.3 Input RDF

b. Perhitungan nilai yield

Distribusi yield dimasukkan sebagai yield massa komponen per total massa umpan dan dihitung dari data analisis akhir

$$Mh = (1 - X_{moisture}) \cdot (Xh/M_{feed}) \cdot M_{feed} \quad (1)$$

$$Mh = (1 - 0,12) \cdot 0,065 = 0,05720$$

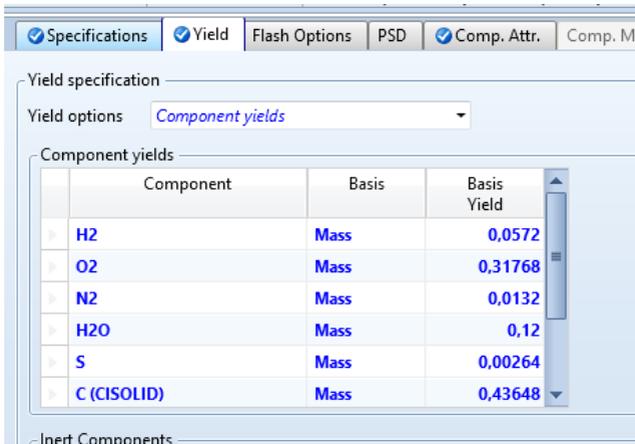
$$Mc = (1 - 0,12) \cdot 0,496 = 0,43648$$

$$Mn = (1 - 0,12) \cdot 0,015 = 0,01320$$

$$Mo = (1 - 0,12) \cdot 0,361 = 0,31768$$

$$Ms = (1 - 0,12) \cdot 0,003 = 0,00264$$

$$Mash = (1 - 0,12) \cdot 0,06 = 0,0528$$



Gambar 3.4 Input Yield Pada Reaktor Dekompocer

3.5 Pengambilan Data Hasil Simulasi

Pada simulasi proses gasifikasi, data hasil simulasi yang diambil berupa *mass flow rate* dan *moll flow* tiap komponen. Data simulasi tersebut selanjutnya akan digunakan untuk proses validasi terhadap literature acuan.

3.6 Validasi Hasil Simulasi

Validasi adalah proses penentuan bahwa hasil simulasi telah merepresentasikan suatu model secara akurat sesuai dengan teori yang telah ada Tujuan dari tahap verifikasi adalah memastikan bahwa hasil simulasi pada penelitian ini memiliki selisih maksimal 10% dengan hasil simulasi pada penelitian sebelumnya. Apabila data tidak sesuai dengan teori atau penelitian sebelumnya, maka akan dilakukan proses simulasi ulang. Data yang telah diperoleh dan lolos tahap verifikasi kemudian diolah dan dianalisis pada tahap selanjutnya. Untuk menghitung selisih hasil simulasi dapat dilakukan menggunakan Persamaan berikut :

$$\text{selisih (\%)} = \frac{|\text{hasil simulasi} - \text{hasil penelitian}|}{\text{hasil penelitian}} \cdot 100 \quad (1)$$

3.7 Analisa Data

Analisis data dilakukan setelah semua data hasil simulasi telah diperoleh. Pada bagian ini akan dianalisis mengenai distribusi temperatur, tekanan, kadar oksigen reaktor dan komposisi *syngas*.

3.8 Penarikan Kesimpulan

Penarikan kesimpulan dilakukan ketika seluruh analisis data dari setiap variasi telah dilakukan. Kesimpulan akan menjawab rumusan masalah dari penelitian dalam tugas akhir ini.

Halaman Sengaja Dikosongkan

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

Bab IV menampilkan hasil analisa yang telah dimodelkan pada bab III. Pada bab ini terdiri dari beberapa bagian antara lain :

4.1 Validasi Simulasi Gasifikasi

Pada penelitian ini, hasil simulasi dibandingkan dengan hasil eksperimen sebelumnya yang dilakukan oleh Albany Milena dkk (2017). Oleh karena itu, pengaturan dalam simulasi ini dapat diterapkan pada setiap variasi berikutnya yang hasilnya dapat dipertanggung jawabkan.

Mass flow RDF MSW : 312 kg/hr

Temperatur reaktor gasifier : 700 °C

Mol flow Syngas : 14,66474kmol/hr

Tabel 4.1 Perbandingan Validasi Data Simulasi

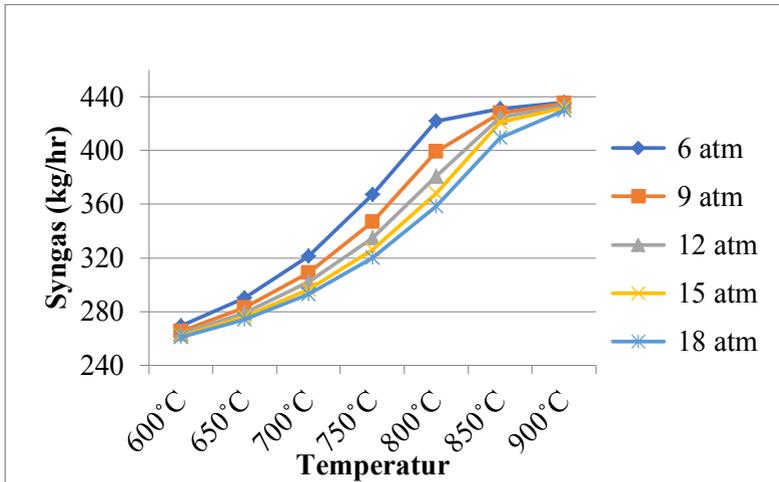
| Senyawa | H ₂ (% mol) | CO (% mol) | CH ₄ (% mol) | LHV (Mj/kg) |
|--------------------|---------------------------|---------------|----------------------------|----------------|
| Referensi simulasi | 22,1% | 22,1% | 1,9% | 5,8 |
| Simulasi TA | 21,2% | 22,3% | 1,8% | 5,74 |
| selisih | 4 % | 0,9 % | 5 % | 1,03% |

Hasil validasi proses simulasi menunjukkan bahwa selisihnya tidak melebihi 5%. Hal ini memberikan arti bahwa hasil simulasi dengan menggunakan *software Aspen Plus* telah sesuai dengan data referensi

4.2 Hasil Variasi Tekanan Dan Temperatur

Simulasi telah berhasil dilakukan. Untuk mengetahui pengaruh tekanan dan temperatur terhadap hasil komposisi dari syn-gas maka dilakukan uji pada tekanan reaktor 6-18 atm dan temperatur

dari 600°C - 900°C dengan masukan *mass flow RDF MSW* : 312kg/hr Hasil syngas dan komponen lain dengan variasi tekanan dan temperatur didapat ditunjukkan pada tabel pada lampiran tabel A.7. Grafik Hasil simulasi hasil syngas dengan variasi temperatur dan tekanan didapat ditunjukkan pada gambar 4.1 berikut :



Gambar 4.1 Hubungan Tekanan, Temperatur Dan Hasil Syngas

Simulasi telah berhasil dilakukan. Pada gambar 4.1 terlihat bahwa semakin tinggi temperatur pada reaktor gasifier maka semakin tinggi pula komposisi mass flow syngas yang dihasilkan. Perbedaan nilai suhu pada zona yang sama pada reaktor gasifikasi yang digunakan pada tiap variasi nilai temperatur dari 600°C - 900°C dikarenakan semakin tinggi suhu pada zona *partial combustion* menyebabkan reaksi semakin meningkat sehingga menghasilkan energi yang lebih besar dan didistribusikan kepada zona *drying, pirolisis*, dan reduksi sebagai endotermik sehingga dapat meningkatkan suhu pada masing-masing zona pada reaktor yang akan mengakibatkan proses dan mempengaruhi hasil *syngas* dari

proses gasifikasi. Selain itu, disebabkan oleh O₂ yang lebih reaktif sehingga dapat menyebabkan peningkatan suhu.

Berdasarkan prinsip Le Chatelier reaksi di dalam reaktor dipengaruhi oleh tekanan. Tekanan yang tinggi menyebabkan naiknya temperatur, sehingga dekomposisi biomassa terjadi secara cepat dan dapat menghasilkan produk akhir *syngas*. Untuk mengetahui pengaruh tekanan terhadap hasil komposisi dari *syngas* maka dilakukan uji pada tekanan reaktor 6-18 atm pada temperatur terbaik 900°C dengan masukan *mass flow RDF MSW* : 312kg/hr Hasil didapat ditunjukkan pada tabel 4.3 berikut.

Tabel 4.2 Persentasi Komposisi Syngas Temperatur 900°C

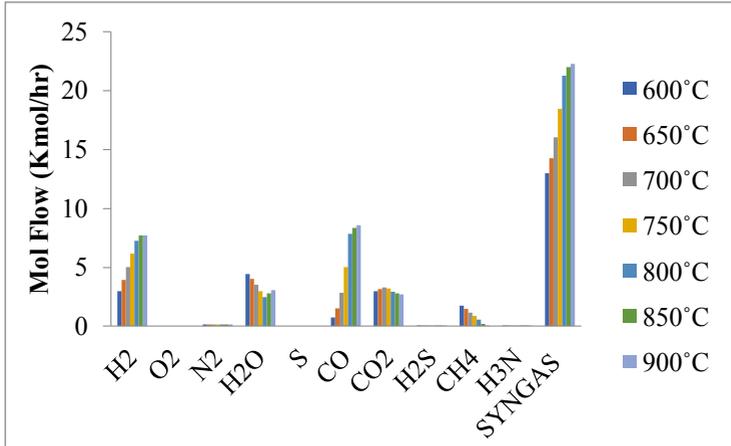
| Syngas | 6 atm | 9 atm | 12 atm | 15 atm | 18 atm |
|-----------------------------|---------|--------------|---------|---------|--------|
| H₂ | 34,6 % | 34,3 % | 33,8 % | 33,1 % | 32,5 % |
| CO | 37,5 % | 38,3 % | 38,4% | 37,9 % | 37,7 % |
| CO₂ | 12,11 % | 12,3 % | 12,5 % | 12,6 % | 12,9 % |
| CH₄ | 0,29% | 0,62 % | 0,59 % | 1,56 % | 2,09 % |
| N₂ | 0,67% | 0,66 % | 0,64 % | 0,67 % | 0,68 % |
| JUMLAH % kmol/hr | 85,2 % | 86,2% | 85,83 % | 85,83 % | 85,9 % |

Dari tabel 4.2 didapatkan hasil persentase syngas paling tinggi berada pada temperatur 900 °C dan pada tekanan 9 atm yaitu sebesar 86,2 % dengan nilai LHV 8,76 Mj/kg, peningkatan tekanan pada reaktor gasifier menghasilkan syngas yang tidak jauh berbeda terlihat dari tabel 4.3 diatas dari variasi 6-18 atm kenaikannya bervariasi sekitar 1%

4.2.1 Pengaruh Perubahan Temperatur Pada Tekanan 6 Atm

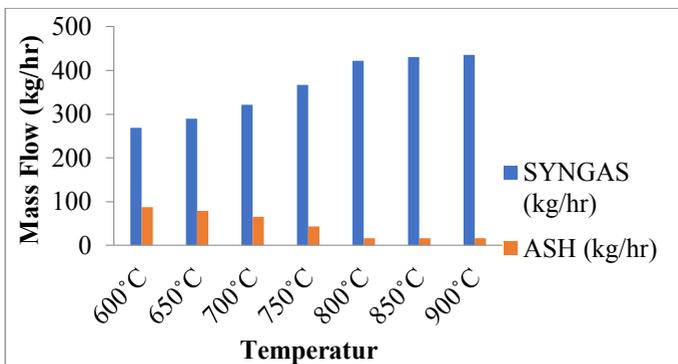
Untuk mengetahui pengaruh tekanan dan temperatur terhadap hasil komposisi dari syn-gas maka dilakukan uji pada tekanan reaktor 6 ATM dan temperatur dari 600°C - 900°C dengan masukan *mass flow RDF MSW* : 312kg/hr. Hasil syngas dan komponen lain didapat ditunjukkan pada tabel pada lampiran

tabel A.1. Grafik Hasil simulasi didapat ditunjukkan pada gambar 4.2 berikut.



Gambar 4.2 Hasil Syngas Pada Tekanan 6 Atm dan Temperatur 600°C - 900°C

Gambar 4.2 merupakan grafik komposisi syngas terhadap temperatur dengan tekanan 6 atm Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara temperatur dengan komposisi syngas setelah diberikan variasi suhu antara 600°C - 900°C komposisi syngas

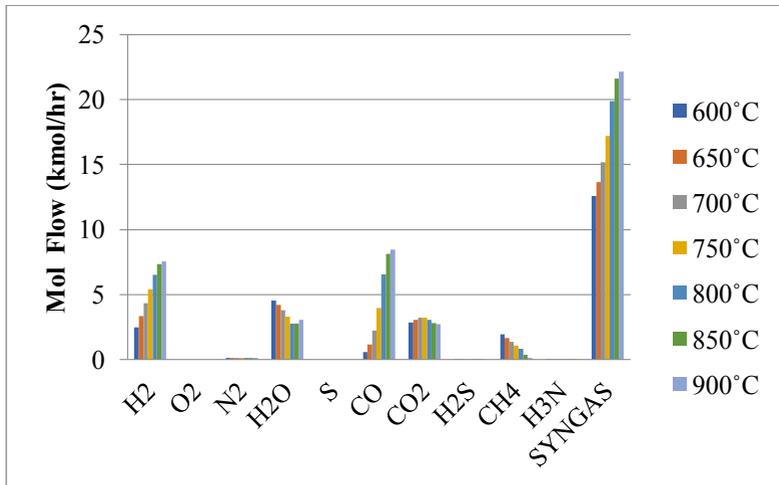


Gambar 4.3 Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 6atm

Dari tabel diatas menunjukan semakin komposisi syngas terbaik berada pada temperatur tinggi 900 °C sebesar 436,0464 kg/hr

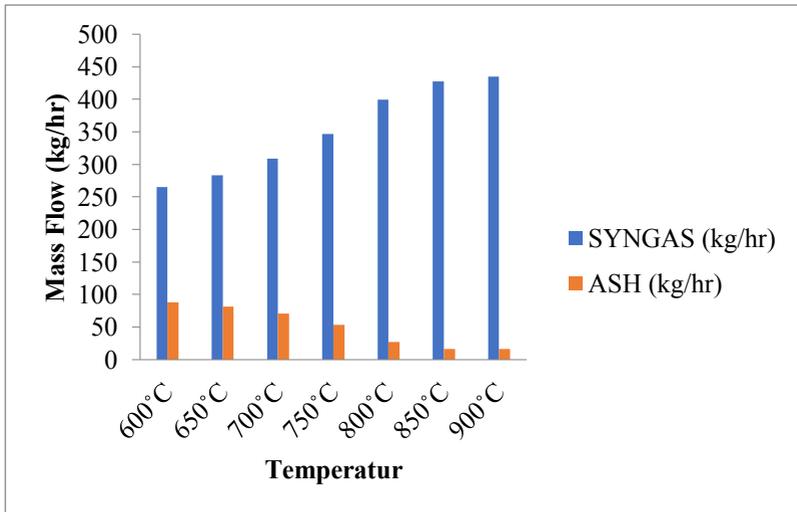
4.2.2 Pengaruh Perubahan Temperatur Pada Tekanan 9 Atm

Untuk mengetahui pengaruh tekanan dan temperatur terhadap hasil komposisi dari syn-gas maka dilakukan uji pada tekanan reaktor 9 ATM dan temperatur dari 600°C - 900°C dengan masukan *mass flow RDF MSW* : 312kg/hr Hasil syngas dan komponen lain didapat ditunjukkan pada tabel pada lampiran tabel A.2.Grafik Hasil simulasi didapat ditunjukkan pada gambar 4.4 berikut.



Gambar 4.4 Hasil Syngas Pada Tekanan 9 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C

Gambar 4.4 grafik komposisi syngas terhadap temperatur dengan tekanan 9 atm Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara tempeartur dengan komposisi syngas setelah diberikan variasi antara 600°C - 900°C komposisi syngas semakin tinggi temperatur semakin tinggi pula hasil dari komposisi syngas

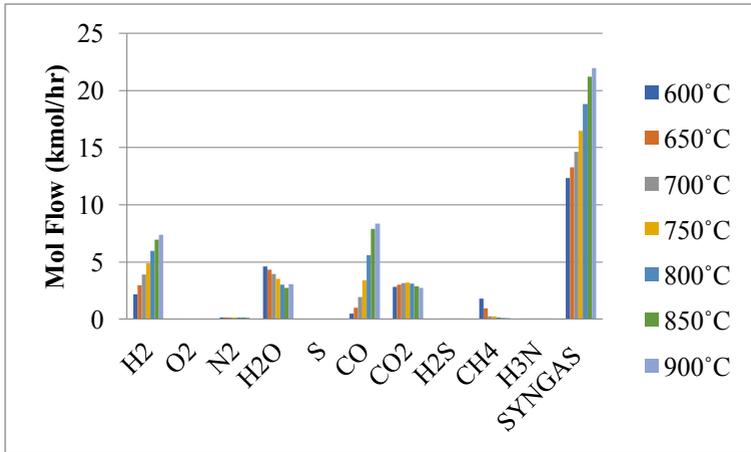


Gambar 4.5 Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 9 Atm

Dari tabel diatas menunjukkan semakin komposisi syngas terbaik berada pada temperatur tinggi 900 °C sebesar 434,8764 kg/hr.

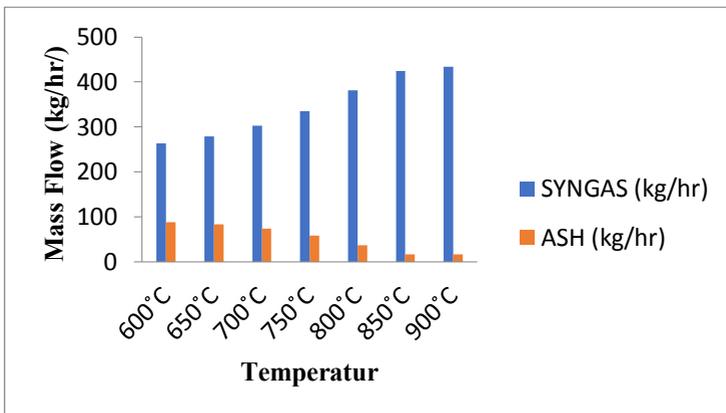
4.2.3 Pengaruh Perubahan Temperatur Pada Tekanan 12 Atm

Untuk mengetahui pengaruh tekanan dan temperatur terhadap hasil komposisi dari syn-gas maka dilakukan uji pada tekanan reaktor 12 ATM dan temperatur dari 600°C - 900°C dengan masukan *mass flow RDF MSW* : 312kg/hr. Hasil syngas dan komponen lain didapat ditunjukkan pada tabel pada lampiran tabel A.3. Grafik Hasil simulasi didapat ditunjukkan pada gambar 4.6 berikut :



Gambar 4.6 Hasil Syngas Pada Tekanan 12 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C

Gambar 4.6 grafik komposisi syngas terhadap temperatur dengan tekanan 12 atm Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara temperatur dengan komposisi syngas setelah diberikan variasi suhu antara 600°C - 900°C komposisi syngas

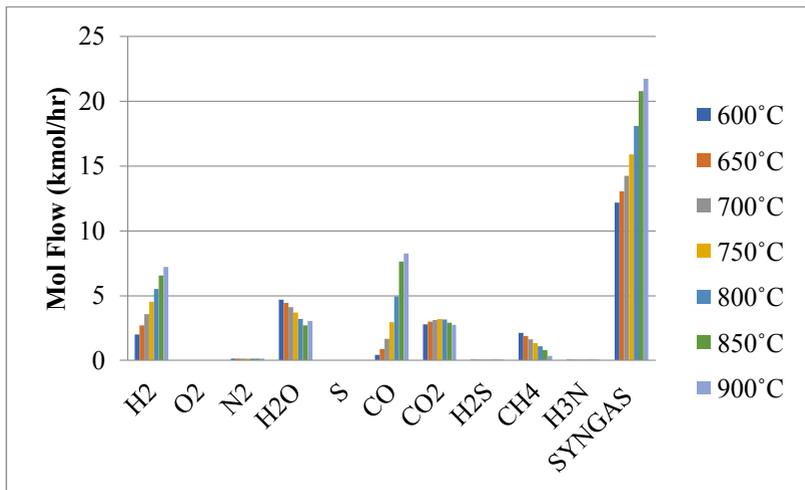


Gambar 4.7 Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 12 Atm

Dari tabel 4.6 diatas menunjukan semakin komposisi syngas terbaik berada pada temperatur tinggi 900 °C sebesar 433, 4264 kg/hr.

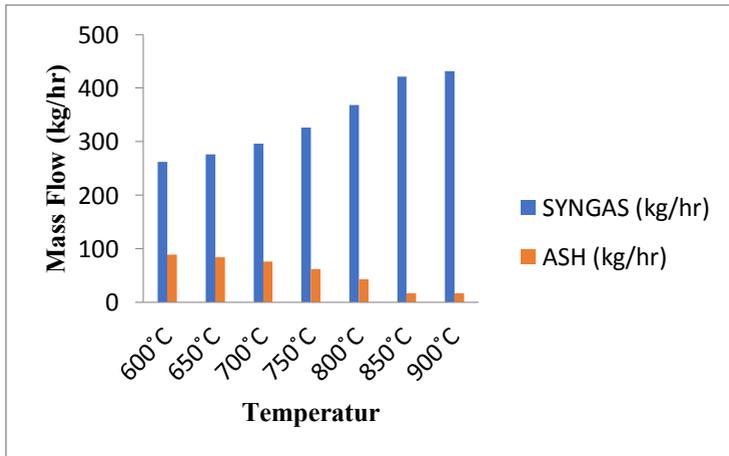
4.2.4 Pengaruh Perubahan Temperatur Pada Tekanan 15 Atm

Simulasi telah berhasil dilakukan. Untuk mengetahui pengaruh tekanan dan temperatur terhadap hasil komposisi dari syn-gas maka dilakukan uji pada tekanan reaktor 15 atm dan temperatur dari 600°C - 900°C dengan masukan *mass flow RDF MSW* : 312kg/hr Hasil syngas dan komponen lain didapat ditunjukkan pada tabel pada lampiran tabel A.4. Grafik Hasil simulasi didapat ditunjukkan pada gambar 4.8 berikut :



Gambar 4.8 Hasil Syngas Pada Tekanan 15 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C

Gambar 4.8 grafik komposisi syngas terhadap temperatur dengan tekanan 15 atm Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara tempeartur dengan komposisi syngas setelah diberikan variasi suhu antara 600°C - 900°C komposisi syngas

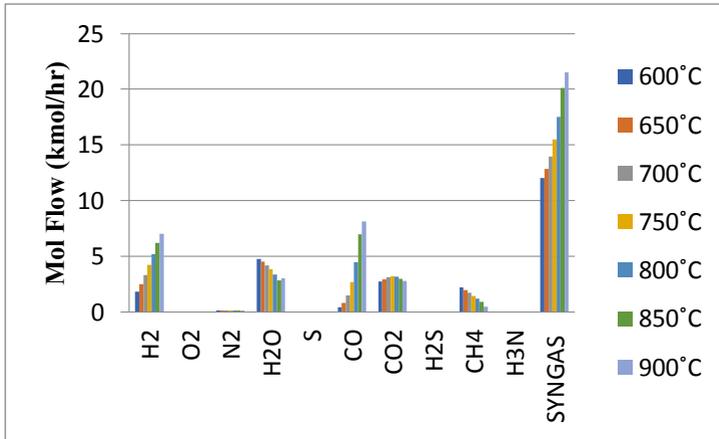


Gambar 4.9 Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 15 Atm

Dari tabel diatas menunjukkan semakin komposisi syngas terbaik berada pada temperatur tinggi 900 °C sebesar 431, 7364 kg/hr.

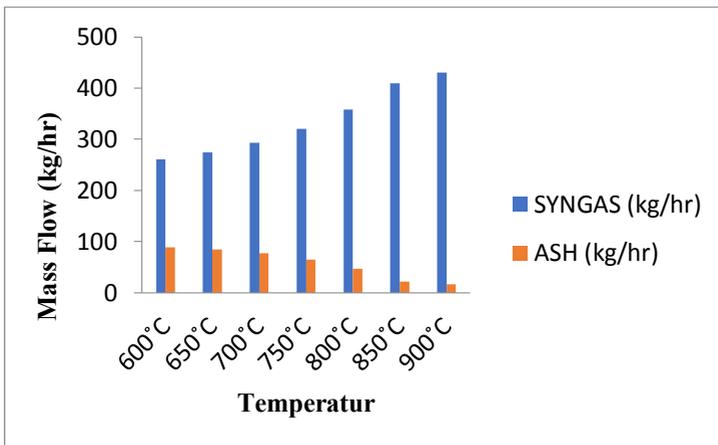
4.2.5 Pengaruh Perubahan Temperatur Pada Tekanan 18 Atm

Simulasi telah berhasil dilakukan. Untuk mengetahui pengaruh tekanan dan temperatur terhadap hasil komposisi dari syn-gas maka dilakukan uji pada tekanan reaktor 18 atm dan temperatur dari 600°C - 900°C dengan masukan *mass flow RDF MSW* : 312kg/hr Hasil syngas dan komponen lain didapat ditunjukkan pada tabel pada lampiran tabel A.5. Grafik Hasil simulasi didapat ditunjukkan pada gambar 4.10 berikut :



Gambar 4.10 Hasil Syngas Pada Tekanan 18 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C

Gambar 4.10 grafik komposisi syngas terhadap temperatur dengan tekanan 18 atm Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara temperatur dengan komposisi syngas setelah diberikan variasi suhu antara 600°C - 900°C komposisi syngas



Gambar 4.11 Komposisi Syngas Dengan ASH Pada Tekanan 18 Atm

Dari tabel diatas menunjukkan semakin komposisi syngas terbaik berada pada temperatur tinggi 900 °C sebesar 433, 4264 kg/hr.

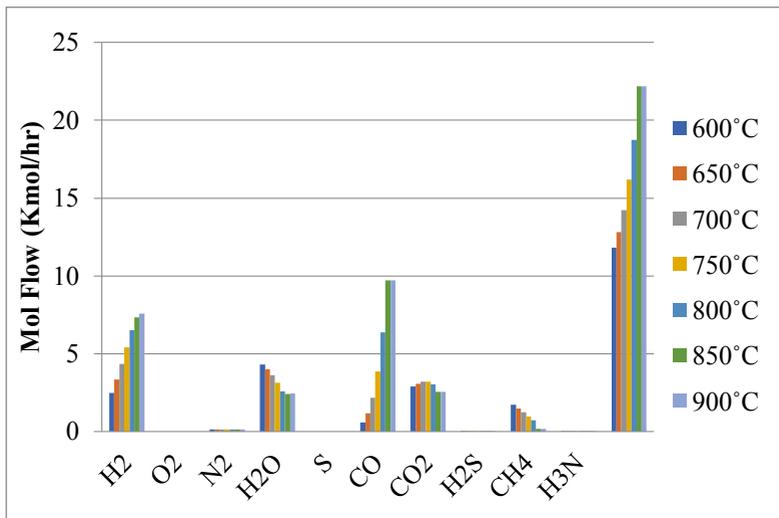
4.2.6 Pengaruh Perubahan Temperatur Pada Tekanan 9 Atm dengan masukan briket HTC

Untuk mengetahui pengaruh tekanan dan temperatur terhadap hasil komposisi dari syn-gas maka dilakukan uji pada tekanan reaktor 9 atm dan temperatur dari 600°C - 900°C. Tekanan pada reaktor dipilih 9 atm karena pada tekanan 9 atm persentase syngas yang dihasilkan paling tinggi. dengan masukan *mass flow Briket HTC* : 312kg/hr Dengan memasukan data awal berupa data proximate dan ultimate dari bahan baku briket HTC alnus incana. (R. Babu, Alatalo,S.,dkk.(2017) yang ditunjukkan pada tabel 4.9 berikut.

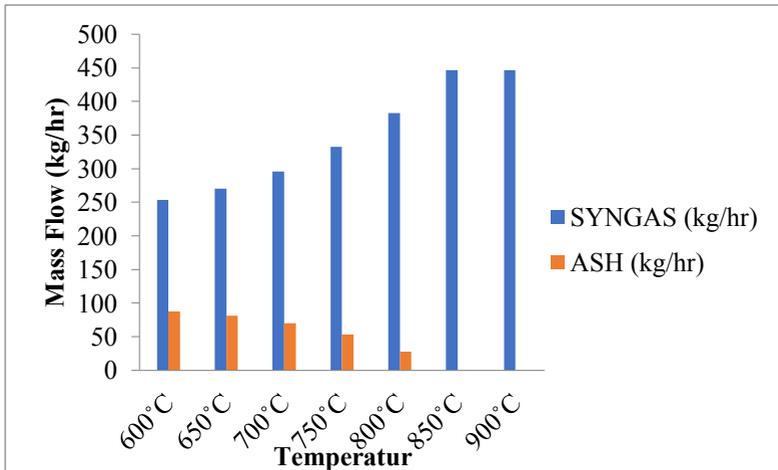
Tabel 4.3 Bahan Baku Briket HTC

| Analysis | White Pellets | HTC pellets | Standards |
|-------------------------------|---------------|-------------|---|
| Ultimate analysis (dry, wt%) | | | |
| C | 49.3 | 51.9 | EN ISO 16948, EN 15104, EN 15407, ISO 29541 |
| H | 6 | 6 | EN ISO 16948, EN 15104, EN 15407, ISO 29541 |
| N | 0.22 | 0.33 | EN ISO 16948, EN 15104, EN 15407, ISO 29541 |
| S | 0.02 | 0.02 | ASTM D 4239 (mod), EN ISO 16994, EN 15289 |
| O (calculated) | 43.8 | 40.8 | EN ISO 16993 |
| Proximate analysis (dry, wt%) | | | |
| Volatile | 84.8 | 80 | EN ISO 18123, EN 15148, EN 15402, ISO 562 |
| Fixed Carbon (calculated) | 14.5 | 19.1 | |
| Ash | 0.7 | 0.9 | EN ISO 18122, EN 14775, EN 15403 |

Gambar 4.12 grafik komposisi syngas terhadap temperatur dengan tekanan 9 atm Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara temperatur dengan komposisi syngas setelah diberikan variasi suhu antara 600°C - 900°C Hasil syngas dan komponen lain didapat ditunjukkan pada tabel pada lampiran tabel A.6. Grafik Hasil simulasi didapat ditunjukkan pada gambar 4.12 berikut :



Gambar 4.12 Hasil Syngas HTC Pada Tekanan 9 Atm Dan Temperatur 600°C - 900°C



Gambar 4.13 Komposisi Syngas HTC Dengan ASH Pada Tekanan 9 Atm

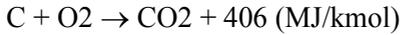
Dari tabel dan grafik diatas menunjukkan semakin komposisi syngas terbaik berada pada temperatur tinggi 900 °C sebesar 446, 7411 kg/hr. Pada masukan pellet HTC kadar ASH pada temperatur reaktor 900 °C sangat rendah yaitu : 0,2589 kg/hr. Dengan persentase komposisi syngas H₂ = 32,9 % N = 0,15 % CO = 43,7 % CO₂ = 0,12 % CH₄ = 0,76 %.

4.3 Tingkat oksigen dan AFR

Zona pembakaran (oksidasi) dibentuk pada tingkat dimana oksigen (udara) dimasukkan. Reaksi dengan oksigen sangat eksotermik dan mengakibatkan kenaikan tajam temperatur sampai 600-900°C. Sebagaimana disebutkan di atas, fungsi penting dari zona oksidasi, selain penghasil panas, adalah untuk mengkonversi dan mengoksidasi hampir semua produk terkondensasi dari zona pirolisis. Untuk menghindari titik-titik dingin di zona oksidasi, kecepatan udara masuk dan geometri reaktor harus dipilih dengan baik. Umumnya metode yang digunakan untuk mendapatkan suhu bahkandistribusi:

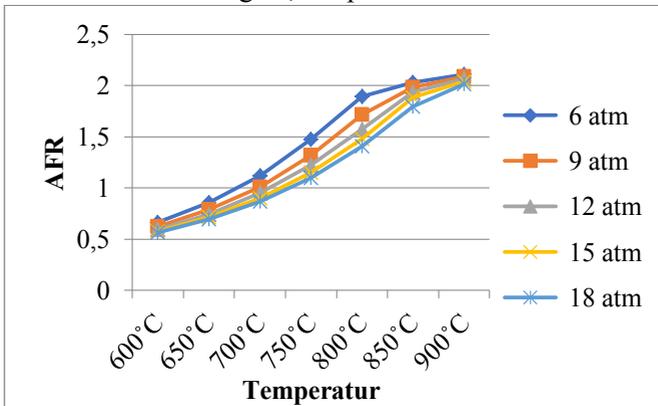
Penyebaran nozel inlet udara di atas lingkaran mengurangi crosssectional area, atau alternatif menggunakan inlet udara sentral dengan perangkat penyemprotan.

Adapun reaksi kimia yang terjadi pada proses oksidasi ini adalah sebagai berikut :



Air Fuel Ratio digunakan untuk mengetahui perbandingan antara *mass flowrate* udara dan *mass flowrate* bahan bakar.

Tabel A.8 menunjukkan hubungan antara kadar oksigen dan peningkatan temperatur dan besaran AFR, semakin besar oksigen yang masuk pada reaktor gasifier maka semakin tinggi pula temperatur pada dan nilai AFR pada proses tersebut, dan semakin besar tekanan pada reaktor nilai AFR yang dibutuhkan juga relatif menurun dapat dilihat pada Tabel A.8 pada lampiran tabel pembacaan nilai oksigen , temperatur dan AFR



Gambar 4.14 Grafik Tekanan, Temperatur Dan Nilai AFR

4.4 Diskusi

Berdasarkan hasil simulasi yang telah dilakukan dengan melakukan variasi pada tekanan dan temperatur didapatkan kondisi optimum yaitu pada tekanan 9 atm dan temperatur 900°C dan nilai AFR 2,1078.

Semakin tinggi temperatur pada reaktor gasifier maka semakin tinggi pula komposisi mass flow syngas yang dihasilkan. dikarenakan semakin tinggi suhu pada zona *partial combustion* menyebabkan reaksi semakin meningkat sehingga menghasilkan energi yang lebih besar dan didistribusikan kepada zona *drying, pirolisis*, dan reduksi sebagai endotermik sehingga dapat meningkatkan suhu pada masing-masing zona pada reaktor yang akan mengakibatkan proses dan mempengaruhi hasil *syngas* dari proses gasifikasi. Selain itu, disebabkan oleh O₂ yang lebih reaktif sehingga dapat menyebabkan peningkatan suhu. Kandungan syngas tertinggi didapatkan pada temperatur 900 °C dan pada tekanan 9 atm sebesar sebesar H₂ 34,3%, CO 38,3%, CO₂ 12,3%, CH₄ 0,62%, N₂ 0,66%. Dengan total syngas sebesar 86,2%.

Berdasarkan prinsip Le Chatelier reaksi di dalam reaktor dipengaruhi oleh tekanan. Tekanan yang tinggi menyebabkan naiknya temperatur, sehingga dekomposisi biomassa terjadi secara cepat dan dapat menghasilkan produk akhir *syngas*. semakin besar tekanan pada reaktor nilai AFR yang dibutuhkan juga relatif menurun. nilai AFR terbesar berada pada tekanan 6 atm dengan temperatur 900 °C sebesar 2,1078.

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

Berdasarkan hasil dari tugas akhir yang telah dilakukan, maka dapat disimpulkan diantaranya sebagai berikut:

- a. Semakin tinggi temperatur operasi yang digunakan menyebabkan semakin besar kandungan syngas yang diperoleh. Kandungan syngas tertinggi didapatkan pada temperatur 900 °C dan pada tekanan 9 atm sebesar sebesar H₂ 34,3%, CO 38,3%, CO₂ 12,3%, CH₄ 0,62%, N₂ 0,66%. Dengan total syngas sebesar 86,2% dan nilai LHV 8,76 Mj/kg.
- a Variasi Peningkatan tekanan operasi memiliki efek yang tidak berbeda jauh dari temperatur dan komposisi syngas karena temperatur dan tekanan memiliki hubungan yang linear.
- b semakin besar oksigen yang masuk pada reaktor gasifier maka semakin tinggi pula nilai temperatur yang didapatkan. dan nilai AFR pada proses tersebut, dan semakin besar tekanan pada reaktor nilai AFR yang dibutuhkan juga relatif menurun. nilai AFR terbesar berada pada tekanan 6 atm dengan temperatur 900 °C sebesar 2,1078

DAFTAR PUSTAKA

B. Indonesia, Statistik Lingkungan Hidup Indonesia, Jakarta: BPS Indonesia, 2017.

www.data.worldbank, World Bank Group Country Survey, World Bank Data, 2017.

Emun, F., Gadalla, M., Majozi, T., and Boer, D. (2010). Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Process Simulation and Optimization. *Comput. Chem. Eng.* 2010, 34, 331–338.

Caysa ardi bimantara.2012.*Analisa Potensi Refuse Derived Fuel (RDF) Dari Sampah Unit Pengolahan Sampah (UPS) Di Kota Depok (Studi Kasus UPS Grogol, UPS Permata Regency, UPS Cilacap.* Universitas Indonesia.

Albany Milena Lozano Násner a , Electo Eduardo Silva Lora b , José Carlos Escobar Palacio Mateus Henrique Rocha b , Julian Camilo Restrepo b , Osvaldo José Venturini b , Albert Ratner c.2017.*Refuse Derived Fuel (RDF) production and gasification in a pilot plant integrated with an Otto cycle ICE through Aspen plus™ modelling: Thermodynamic and economic viability.* Department of Mechanical Engineering, The St. Thomas University Tunja, St. 19 #11-64, Tunja, Boyacá, Colombia

Ghofar, A., Sitorus, R.S., Destian, E.F., Tjahjono, E.W., Ismail, M., Tandirerung, M., and Paramitasari, D. (2017). *Simulasi Dan Estimasi Kebutuhan Energi Sistem Gasifier Dengan Bahan Baku Batubara Sumsel Dan Kalsel.* Pusat Teknologi Sumberdaya Energi dan Industri Kimia, P- ISSN 1410-3680 / E-ISSN 2541-1233, M.P.I. Vol.11 No 1, April 2017– (61-68).

Riadi muslim., 2017. “Pemodelan Performansi Energi Pada Proses Gasifikasi Refuse Derived Fuel (RDF) Dari Limbah Padat Home Industry Aren.

Hantoko, Dwi., dkk. (2015). *Simulasi Termodinamika Perengkahan Tar pada Keluaran Fixed Bed Gasifier*. Prosiding Seminar Nasional Teknik Kimia “Kejuangan”: UPN “Veteran” Yogyakarta.

Kishore, Anand K & Ramanjaneyulu, K.A.V. (2015). Simulation of Biomass Gasification in *Fluidized Bed* Using Aspen Plus. *6th International Conference on Chemical, Biological and Environment Sciences (ICCEBS'2015)*, Sept. 13-14, 2015 Dubai (UAE)

Novendra, Rio N., Helwani, Z., Helianty, S., Zulfansyah. (2015). *Pemodelan dan Simulasi Kinerja Downdraft Gasifier Menggunakan Teknik Minimisasi Energi Bebas Gibbs*. Universitas Riau : Riau.

Ramzan, N., Ashraf, A., Naveed, S., and Malik,. (2011). Simulation of hybrid biomass gasification using Aspen plus: A comparative performance analysis for food, municipal solid and poultry waste. *Biomass Bioenergy*, 35, 3962–3969.

Preciado, Jorge. (2012). Simulation of Synthesis Gas Production from Steam Oxygen Gasification of Colombian Coal Using Aspen Plus. *Journal of energies*, 5, 4924-4940.

Reimers, C., Tremblay, D., Lakshmanan, A., and Dymont, J. (2014). Solids Modeling in Aspen Plus. Aspen Technology, Inc. AspenTech: USA.

Sun, Ke. (2014). Optimization of Biomass Gasification Reactor Using Aspen Plus. *Master's Thesis of Telemark University College* : Norwegia.

Sarmina B. ,M G Rasul ., Delwar A. (2014). A Numerical investigation of municipal solid waste gasification with aspen plus.

Lampiran A

Berikut adalah tabel hasil simulasi dari proses gasifikasi RDF MSW dengan variasi tekanan 6-18 atm dan temperatur 600°C – 900 °

Tabel A.1 Hasil Komponen Syngas, Ash Dan Senyawa Lain Pada Tekanan 6 Atm.

| Senyawa | Tekanan | 600°C | 650°C | 700°C | 750°C | 800°C | 850°C | 900°C |
|------------------|---------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|----------------------------|------------------------|
| H2 (kmol/hr) | 6 atm | 2,96056 | 3,94577 | 5,03831 | 6,17867 | 7,26163 | 7,71141 | 7,70526 |
| O2 (kmol/hr) | | 6,49013E-24 | 1,32339E-22 | 1,94709E-21 | 2,09773E-20 | 1,84215E-19 | 2,56174E-18 | 3,04039E-17 |
| N2 (kmol/hr) | | 0,14632 | 0,14637 | 0,14644 | 0,14653 | 0,14662 | 0,14669 | 0,14677 |
| H2O (kmol/hr) | | 4,41263 | 4,02347 | 3,54259 | 2,97628 | 2,48301 | 2,79627 | 3,07092 |
| S (kmol/hr) | | 4,37536E-15 | 3,50487E-14 | 2,39220E-13 | 1,42528E-12 | 7,47614E-12 | 3,36911E-11 | 1,38697E-10 |
| CO (kmol/hr) | | 0,73345 | 1,49847 | 2,85054 | 5,03449 | 7,82604 | 8,34082 | 8,56248 |
| CO2 (kmol/hr) | | 2,95269 | 3,16008 | 3,27138 | 3,20697 | 2,93224 | 2,79885 | 2,71133 |
| H2S (kmol/hr) | | 0,02569 | 0,02569 | 0,02569 | 0,02569 | 0,02569 | 0,0256870 20486486 1 | 0,02568702 03814799 |
| CH4 (kmol/hr) | | 1,76509 | 1,46714 | 1,16141 | 0,87452 | 0,57981 | 0,19841 | 0,06427 |
| H3N (kmol/hr) | | 0,00138 | 0,00129 | 0,00115 | 0,00096 | 0,00080 | 0,00064 | 0,00049 |
| SYNGAS (kmol/hr) | | 12,99782 | 14,26828 | 16,03752 | 18,44412 | 21,25582 | 22,01878 | 22,28721 |
| SYNGAS (kg/hr) | | 269,2695 | 290,0203 | 321,4248 | 367,2567 | 421,9264 | 430,9064 | 436,04639 |
| ASH (kg/hr) | | 87,18051 | 79,07971 | 65,17522 | 43,16332 | 16,4736 | 16,4736 | 16,4736 |

Tabel A.5 Hasil Komponen Syngas, Ash Dan Senyawa Lain Pada Tekanan 18 Atm.

| Senyawa | tekanan | 600°C | 650°C | 700°C | 750°C | 800°C | 850°C | 900°C |
|------------------|---------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|-----------------|
| H2 (kmol/hr) | 18 atm | 1,82600 | 2,49848 | 3,29452 | 4,20055 | 5,18873 | 6,21388 | 6,99551 |
| O2 (kmol/hr) | | 6,03618E -24 | 1,23382E -22 | 1,84918E -21 | 2,09304E -20 | 1,82536E -19 | 1,24603E -18 | 1,14439E -17 |
| N2 (kmol/hr) | | 0,14593 | 0,14593 | 0,14597 | 0,14604 | 0,14614 | 0,14626 | 0,14636 |
| H2O (kmol/hr) | | 4,72728 | 4,48662 | 4,18695 | 3,81454 | 3,36404 | 2,84576 | 3,01164 |
| S (kmol/hr) | | 2,18860E -15 | 1,66326E -14 | 1,06288E -13 | 5,87811E -13 | 2,87953E -12 | 1,27394E -11 | 4,92532E -11 |
| CO (kmol/hr) | | 0,39332 | 0,79266 | 1,49608 | 2,65794 | 4,44778 | 6,98566 | 8,11481 |
| CO2 (kmol/hr) | | 2,75073 | 2,94359 | 3,10298 | 3,19109 | 3,15894 | 2,96010 | 2,77511 |
| H2S (kmol/hr) | | 0,025687 | 0,02568 | 0,02569 | 0,02569 | 0,02568 | 0,02569 | 0,02569 |
| CH4 (kmol/hr) | | 2,17446 | 1,95855 | 1,71042 | 1,44372 | 1,17503 | 0,92177 | 0,44817 |
| H3N (kmol/hr) | | 0,00217 | 0,00217 | 0,00209 | 0,00195 | 0,00175 | 0,00152 | 0,00131 |
| SYNGAS (kmol/hr) | | 12,04558 | 12,85369 | 13,96470 | 15,48151 | 17,5081 | 20,10064 | 21,51859 |
| SYNGAS (kg/hr) | | 260,8052 81552584 | 274,0349 46060737 | 292,9777 42772155 | 320,2378 52435949 | 358,5222 17134398 | 409,5246 70366693 | 429,9764 |
| ASH (kg/hr) | | 88,77472 | 84,25505 | 76,87226 | 65,06215 | 47,17778 | 22,12533 | 16,4736 |

Tabel A.2 Hasil Komponen Syngas, Ash Dan Senyawa Lain Pada Tekanan 9 Atm

| Senyawa | tekanan | 600°C | 650°C | 700°C | 750°C | 800°C | 850°C | 900°C |
|------------------|---------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| H2 (kmol/hr) | 9 atm | 2,48814 | 3,35784 | 4,34935 | 5,42077 | 6,51795 | 7,34906 | 7,56837 |
| O2 (kmol/hr) | | 6,27581E -24 | 1,29425E -22 | 1,92913E -21 | 2,11800E -20 | 1,75841E -19 | 1,81639E -18 | 2,06803E -17 |
| N2 (kmol/hr) | | 0,14619 | 0,14622 | 0,14628 | 0,14637 | 0,14647 | 0,14656 | 0,14665 |
| H2O (kmol/hr) | | 4,55043 | 4,22278 | 3,81399 | 3,32003 | 2,75326 | 2,76909 | 3,05978 |
| S (kmol/hr) | | 3,35087E -15 | 2,64158E -14 | 1,75840E -13 | 1,01305E -12 | 5,20426E -12 | 2,31906E -11 | 9,34058E -11 |
| CO (kmol/hr) | | 0,58039 | 1,18267 | 2,24793 | 3,98601 | 6,58169 | 8,11579 | 8,47681 |
| CO2 (kmol/hr) | | 2,86813 | 3,07457 | 3,21511 | 3,22744 | 3,04583 | 2,82933 | 2,72317 |
| H2S (kmol/hr) | | 0,02568 | 0,02568 | 0,02569 | 0,02568 | 0,02569 | 0,02569 | 0,02569 |
| CH4 (kmol/hr) | | 1,93220 | 1,66123 | 1,36996 | 1,08136 | 0,816303 | 0,39297 | 0,13811 |
| H3N (kmol/hr) | | 0,00165 | 0,00158 | 0,00146 | 0,00129 | 0,00109 | 0,00090 | 0,00072 |
| SYNGAS (kmol/hr) | | 12,59282 | 13,67259 | 15,16976 | 17,20896 | 19,88829 | 21,62939 | 22,13930 |
| SYNGAS (kg/hr) | | 265,4725 | 282,9314 | 308,9157 | 346,7736 | 399,2354 | 427,8464 | 434,8763 |
| ASH (kg/hr) | | 88,02754 | 81,56858 | 70,58424 | 53,02633 | 27,21451 | 16,4738 | 16,4736 |

Tabel A.4 Hasil Komponen Syngas ,Ash Dan Senyawa Lain Pada Tekanan 15 Atm.

| Senyawa | tekanan | 600°C | 650°C | 700°C | 750°C | 800°C | 850°C | 900°C |
|------------------|---------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-------------|
| H2 (kmol/hr) | 15 atm | 1,98408 | 2,70601 | 3,55366 | 4,50546 | 5,53165 | 6,57190 | 7,20128 |
| O2 (kmol/hr) | | 6,10880E -24 | 1,24989E -22 | 1,87109E -21 | 2,09530E -20 | 1,81205E -19 | 1,24443E -18 | 1,31961E-17 |
| N2 (kmol/hr) | | 0,14600 | 0,14601 | 0,14606 | 0,14613 | 0,14624 | 0,14635 | 0,14645 |
| H2O (kmol/hr) | | 4,68666 | 4,42578 | 4,09990 | 3,69751 | 3,21459 | 2,70294 | 3,02921 |
| S (kmol/hr) | | 2,44642E -15 | 1,87352E -14 | 1,20857E -13 | 6,72938E -13 | 3,34088E -12 | 1,49278E -11 | 5,78546E-11 |
| CO (kmol/hr) | | 0,43553 | 0,87995 | 1,66416 | 2,95428 | 4,93584 | 7,62259 | 8,24545 |
| CO2 (kmol/hr) | | 2,77868 | 2,97567 | 3,13277 | 3,20643 | 3,14276 | 2,90118 | 2,75600 |
| H2S (kmol/hr) | | 0,02568 | 0,02569 | 0,02569 | 0,02568 | 0,02569 | 0,02569 | 0,02569 |
| CH4 (kmol/hr) | | 2,11584 | 1,88533 | 1,62451 | 1,34992 | 1,07844 | 0,81431 | 0,33663 |
| H3N (kmol/hr) | | 0,00202 | 0,00200 | 0,00192 | 0,00176 | 0,00156 | 0,00133 | 0,00113 |
| SYNGAS (kmol/hr) | | 12,17451 | 13,04645 | 14,24867 | 15,88719 | 18,07676 | 20,78629 | 21,74184 |
| SYNGAS (kg/hr) | | 261,8639 | 276,0394 | 296,5727 | 326,2149 | 367,9298 | 421,1964 | 431,7364 |
| ASH (kg/hr) | | 88,6360 | 83,7006 | 75,5273 | 62,4451 | 42,6702 | 16,4737 | 16,4736 |

Tabel A.3 Hasil Komponen Syngas, Ash Dan Senyawa Lain Pada Tekanan 12 Atm.

| Senyawa | tekanan | 600°C | 650°C | 700°C | 750°C | 800°C | 850°C | 900°C |
|-------------------------|---------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| H2 (kmol/hr) | 12 atm | 2,19211 | 2,97679 | 3,11240 | 4,91047 | 5,96251 | 6,95825 | 7,39668 |
| O2 (kmol/hr) | | 6,16538E-24 | 1,26433E-22 | 2,01742E-21 | 2,17293E-20 | 1,80112E-19 | 1,46225E-18 | 1,60743E-17 |
| N2 (kmol/hr) | | 0,14609 | 0,14612 | 0,14616 | 0,14624 | 0,14635 | 0,14645 | 0,14655 |
| H2O(kmol/hr) | | 4,63177 | 4,34376 | 3,97318 | 3,53463 | 3,01883 | 2,73771 | 3,04658 |
| S (kmol/hr) | | 2,7982E-15 | 2,16668E-14 | 1,48243E-13 | 8,19655E-13 | 4,05030E-12 | 1,80562E-11 | 7,13836E-11 |
| CO (kmol/hr) | | 0,49316 | 0,99979 | 3,26494 | 3,39215 | 5,60895 | 7,87006 | 8,36965 |
| CO2 (kmol/hr) | | 2,81544 | 3,01708 | 3,17199 | 3,22019 | 3,11035 | 2,86413 | 2,73804 |
| H2S (kmol/hr) | | 0,02569 | 0,02569 | 0,02568 | 0,02568 | 0,02569 | 0,02569 | 0,02569 |
| CH4 (kmol/hr) | | 1,79109 | 0,96106 | 0,26040 | 0,22902 | 0,16106 | 0,13390 | 0,13040 |
| H3N (kmol/hr) | | 0,00185 | 0,00182 | 0,00171 | 0,00154 | 0,00134 | 0,00114 | 0,00093 |
| SYNGAS (kmol/hr) | | 12,34551 | 13,30213 | 14,66474 | 16,45994 | 18,83506 | 21,20732 | 21,95451 |
| SYNGAS (kg/hr) | | 263,29950 | 278,7741 | 302,1844 | 335,0273 | 380,8154 | 424,5264 | 433,42640 |
| ASH (kg/hr) | | 88,42049 | 82,89584 | 73,31556 | 58,47264 | 36,38462 | 16,4736 | 16,4736 |

Tabel A.6 Hasil Komponen Syngas, Ash Dan Senyawa Lain Pada Tekanan 9 Atm Dengan Masukan Briket HTC.

| Senyawa | tekanan | 600°C | 650°C | 700°C | 750°C | 800°C | 850°C | 900°C |
|------------------|----------|--------------|-------------|---------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| H2 (kmol/hr) | 9 atm | 2,29182 | 3,08812 | 3,99519 | 4,98748 | 5,99754 | 7,27562 | 7,27755 |
| O2 (kmol/hr) | | 6,66738 E-23 | 1,34072E-22 | 1,951708 E-21 | 2,15450E-20 | 1,76886E-19 | 1,43834E-17 | 1,49843E-17 |
| N2 (kmol/hr) | | 0,03355 | 0,03356 | 0,03358 | 0,033621 | 0,03367 | 0,03375 | 0,03375 |
| H2O(kmol/hr) | | 4,30537 | 3,99003 | 3,60046 | 3,12757 | 2,59152 | 2,42463 | 2,42901 |
| S (kmol/hr) | | 2,45069E-16 | 1,90479E-15 | 1,25094E-14 | 7,25969E-14 | 3,71060E-13 | 6,78082E-12 | 6,93988E-12 |
| CO (kmol/hr) | | 0,569934 | 1,15386 | 2,18041 | 3,87228 | 6,38139 | 9,69736 | 9,70180 |
| CO2 (kmol/hr) | | 2,87805 | 3,07189 | 3,20030 | 3,20333 | 3,01683 | 2,56421 | 2,56292 |
| H2S (kmol/hr) | | 0,00176 | 0,00176 | 0,00176 | 0,00177 | 0,00177 | 0,00177 | 0,00177 |
| CH4 (kmol/hr) | | 1,72608 | 1,48561 | 1,22690 | 0,96726 | 0,73033 | 0,17485 | 0,17170 |
| H3N (kmol/hr) | | 0,00074 | 0,00071 | 0,00065 | 0,00057 | 0,00048 | 0,00032 | 0,00032 |
| SYNGAS (kmol/hr) | | 11,80731 | 12,82557 | 14,23928 | 16,19390 | 18,75354 | 22,17253 | 22,17884 |
| SYNGAS (kg/hr) | | 253,51285 | 270,4664 | 295,5311 | 332,3700 | 383,0212 | 446,6410 | 446,741081 |
| ASH (kg/hr) | 87,48715 | 81,03353 | 70,26885 | 53,02992 | 27,97879 | 0,25892 | 0,25891 | |

Tabel A.7 Hasil Syngas Dengan Variasi Temperatur Dan Tekanan

| Tekanan (Atm) | Temperatur | Syngas (Kg/Hr) | Ash (Kg/Hr) | Tekanan (Atm) | Temperatur | Syngas (Kg/Hr) | Ash (Kg/Hr) | Tekanan (Atm) | Temperatur | Syngas (Kg/Hr) | Ash (Kg/Hr) |
|---------------|------------|----------------|-------------|---------------|------------|----------------|-------------|---------------|------------|----------------|-------------|
| 6 | 600 | 269,2695 | 87,18051 | 12 | 600 | 263,2995 | 88,4205 | 18 | 600 | 260,8053 | 88,77472 |
| | 650 | 290,0203 | 79,07971 | | 650 | 278,7742 | 82,89584 | | 650 | 274,0349 | 84,25505 |
| | 700 | 321,4248 | 65,17522 | | 700 | 302,1844 | 73,31556 | | 700 | 292,9777 | 76,87226 |
| | 750 | 367,2567 | 43,16332 | | 750 | 335,0274 | 58,47264 | | 750 | 320,2379 | 65,06215 |
| | 800 | 421,9264 | 16,4736 | | 800 | 380,8154 | 36,38462 | | 800 | 358,5222 | 47,17778 |
| | 850 | 430,9064 | 16,4736 | | 850 | 424,5264 | 16,4736 | | 850 | 409,5247 | 22,12533 |
| | 900 | 436,0464 | 16,4736 | | 900 | 433,4264 | 16,4736 | | 900 | 429,9764 | 16,4736 |
| 9 | 600 | 265,4725 | 88,02754 | 15 | 600 | 261,864 | 88,63604 | 21 | 600 | 260,8053 | 88,77472 |
| | 650 | 282,9314 | 81,56859 | | 650 | 276,0394 | 83,70062 | | 650 | 274,0349 | 84,25505 |
| | 700 | 308,9158 | 70,58424 | | 700 | 296,5727 | 75,52731 | | 700 | 292,9777 | 76,87226 |
| | 750 | 346,7737 | 53,02634 | | 750 | 326,2149 | 62,44509 | | 750 | 320,2379 | 65,06215 |
| | 800 | 399,2355 | 27,21451 | | 800 | 367,9298 | 42,67017 | | 800 | 358,5222 | 47,17778 |
| | 850 | 427,8464 | 16,4736 | | 850 | 421,1964 | 16,4736 | | 850 | 409,5247 | 22,12533 |
| | 900 | 434,8764 | 16,4736 | | 900 | 431,7364 | 16,4736 | | 900 | 429,9764 | 16,4736 |

Tabel A.8 Hubungan Temperatur, Tekanan Kadar Oksigen Dan Nilai AFR

| TEKANAN | TEMP | O2 | AFR | TEKANAN | TEMP | O2 | AFR | TEKANAN | TEMP | O2 | AFR |
|---------|------|--------|---------|---------|------|--------|---------|---------|------|--------|---------|
| 6 | 600 | 44,45 | 0,66675 | 12 | 600 | 39,72 | 0,5958 | 18 | 600 | 37,58 | 0,5637 |
| | 650 | 57,1 | 0,8565 | | 650 | 49,67 | 0,74505 | | 650 | 46,29 | 0,69435 |
| | 700 | 74,6 | 1,119 | | 700 | 63,5 | 0,9525 | | 700 | 57,85 | 0,86775 |
| | 750 | 98,42 | 1,4763 | | 750 | 81,5 | 1,2225 | | 750 | 73,3 | 1,0995 |
| | 800 | 126,4 | 1,896 | | 800 | 105,2 | 1,578 | | 800 | 93,7 | 1,4055 |
| | 850 | 135,38 | 2,0307 | | 850 | 129 | 1,935 | | 850 | 119,65 | 1,79475 |
| | 900 | 140,52 | 2,1078 | | 900 | 137,9 | 2,0685 | | 900 | 134,45 | 2,01675 |
| 9 | 600 | 41,5 | 0,6225 | 15 | 600 | 38,5 | 0,5775 | | | | |
| | 650 | 52,5 | 0,7875 | | 650 | 47,74 | 0,7161 | | | | |
| | 700 | 67,5 | 1,0125 | | 700 | 60,1 | 0,9015 | | | | |
| | 750 | 87,8 | 1,317 | | 750 | 76,66 | 1,1499 | | | | |
| | 800 | 114,45 | 1,71675 | | 800 | 98,6 | 1,479 | | | | |
| | 850 | 132,32 | 1,9848 | | 850 | 125,67 | 1,88505 | | | | |
| | 900 | 139,35 | 2,09025 | | 900 | 136,21 | 2,04315 | | | | |