

**PROYEK AKHIR - VK231802**

**ANALISA TEKNO-EKONOMI DALAM STRATEGI  
REDUKSI EMISI CO<sub>2</sub> PADA TRANSISI ENERGI BERUPA  
*FUEL SWITCHING* BATU BARA KE *NATURAL GAS* DI  
UNIT *FURNACE* PADA PROSES PRODUKSI PUPUK NPK**

**RAKHMA AYU GIARTI**

NRP 2041211045

**DEVI INTAN SILVIANI**

NRP 2041211058

Dosen Pembimbing

**Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP.**

NIP 199211062019031020

**Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri**

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2025



**PROYEK AKHIR - VK231802**

**ANALISA TEKNO-EKONOMI DALAM STRATEGI  
REDUKSI EMISI CO<sub>2</sub> PADA TRANSISI ENERGI BERUPA  
*FUEL SWITCHING* BATU BARA KE *NATURAL GAS* DI  
UNIT *FURNACE* PADA PROSES PRODUKSI PUPUK NPK**

**RAKHMA AYU GIARTI**

NRP 2041211045

**DEVI INTAN SILVIANI**

NRP 2041211058

Dosen Pembimbing

**Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP.**

NIP 199211062019031020

**Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri**

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2025



**FINAL PROJECT - VK231802**

**TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS IN CO<sub>2</sub> EMISSION  
REDUCTION STRATEGY IN THE ENERGY TRANSITION  
THROUGH FUEL SWITCHING FROM COAL TO  
*NATURAL GAS* IN THE FURNACE UNIT OF NPK  
FERTILIZER PRODUCTION PROCESS**

**RAKHMA AYU GIARTI**

NRP 2041211045

**DEVI INTAN SILVIANI**

NRP 2041211058

Advisor

**Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP.**

NIP 199211062019031020

**Study Program Industrial Chemical Engineering Technology**

Department of Industrial Chemical Engineering

Faculty of Vocational

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2025

## LEMBAR PENGESAHAN

**ANALISA TEKNO-EKONOMI DALAM STRATEGI REDUKSI EMISI CO<sub>2</sub> PADA TRANSISI ENERGI BERUPA *FUEL SWITCHING* BATU BARA KE *NATURAL GAS* DI UNIT *FURNACE* PADA PROSES PRODUKSI PUPUK NPK**

### PROYEK AKHIR

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

**Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T.)**

Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**Rakhma Ayu Giarti**                      NRP. 2041211045

**Devi Intan Silviani**                     NRP. 2041211058

Disetujui Oleh:

**Pembimbing:**

1. Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP.  
NIP 199211062019031020

**Penguji:**

1. Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.  
NIP 196308051989032002
2. Dr. Eng. Nurlaili Humaidah, S.T., M.T.  
NPP 1982201812008

Surabaya, 30 Juli 2025

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi



Dr. Eng. Eva Oktavia Ningrum, S.T., M.S.  
NIP 19841023 200912 2 009



## APPROVAL SHEET

### TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS OF CO<sub>2</sub> EMISSION REDUCTION STRATEGY IN THE ENERGY TRANSITION THROUGH FUEL SWITCHING FROM COAL TO NATURAL GAS IN THE FURNACE UNIT OF THE NPK FERTILIZER PRODUCTION PROCESS

#### FINAL PROJECT

Submitted to fulfill one of the requirements for obtaining a degree

**Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T)**

Undergraduate Study Program Industrial Chemical Engineering Technology

Department of Industrial Chemical Engineering

Faculty of Vocational Studies

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

by :

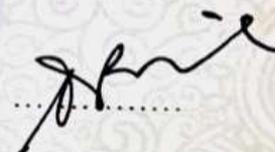
**Rakhma Ayu Giarti** NRP. 2041211045

**Devi Intan Silviani** NRP. 2041211058

Approved by :

**Advisor**

1. Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP.  
NIP 199211062019031020



**Examiner:**

1. Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.  
NIP 196308051989032002
2. Dr. Eng. Nurlaili Humaidah, S.T., M.T.  
NPP 1982201812008



Surabaya, July 30<sup>th</sup> 2025

Head of Department of Industrial Chemical Engineering  
Faculty of Vocational Studies- Institut Teknologi Sepuluh Nopember



Dr. Eng. Eva Oktavia Ningrum, S.T., M.S.  
NIP 19841023 200912 2 009

## PERNYATAAN ORISINALITAS

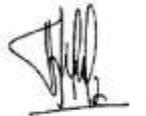
Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama mahasiswa / NRP : Rakhma Ayu Giarti / 2041211045  
Devi Intan Silviani / 2041211058  
Program studi : Teknologi Rekayasa Kimia Industri  
Dosen Pembimbing / NIP : Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP.  
NIP 199211062019031020

dengan ini menyatakan bahwa Proyek akhir dengan judul “**Analisa Tekno-Ekonomi Dalam Strategi Reduksi Emisi CO<sub>2</sub> Pada Transisi Energi Berupa *Fuel Switching* Batu Bara Ke *Natural Gas* Di Unit *Furnace* Pada Proses Produksi Pupuk NPK**” adalah hasil karya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah. Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, 30 Juli 2025

Mahasiswa



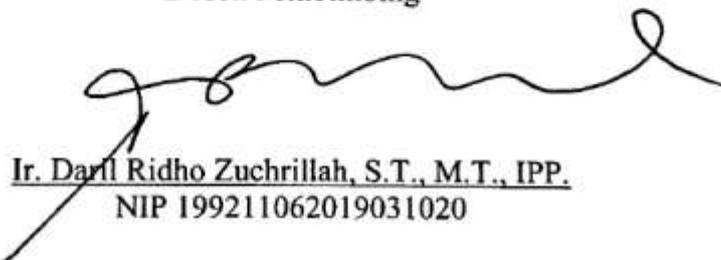
Rakhma Ayu Giarti  
NRP. 2041211045

Mahasiswa



Devi Intan Silviani  
NRP. 2041211058

Mengetahui,  
Dosen Pembimbing



Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP.  
NIP 199211062019031020



## ABSTRAK

### ANALISA TEKNO-EKONOMI DALAM STRATEGI REDUKSI EMISI CO<sub>2</sub> PADA TRANSISI ENERGI BERUPA *FUEL SWITCHING* BATU BARA KE *NATURAL GAS* DI UNIT *FURNACE* PADA PROSES PRODUKSI PUPUK NPK

Nama Mahasiswa / NRP : Rakhma Ayu Giarti / 2041211045  
Devi Intan Silviani / 2041211058  
Departemen : Teknik Kimia Industri FV - ITS  
Dosen Pembimbing : Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP.

#### Abstrak

Penggunaan batu bara sebagai bahan bakar utama dalam industri pupuk NPK memberikan kontribusi besar terhadap emisi karbon dioksida (CO<sub>2</sub>), yang berdampak negatif terhadap lingkungan dan menghambat pencapaian target dekarbonisasi nasional. Untuk mengatasi hal tersebut, proyek akhir ini dilakukan dengan tujuan mengevaluasi kelayakan teknis dan keekonomian dari strategi *fuel switching* batu bara ke gas alam di unit *furnace* dalam proses produksi pupuk NPK. Dalam proses aktual, *furnace* berperan sebagai penyedia panas untuk *rotary dryer* dengan sistem pembakaran terbuka yang menggunakan batu bara secara langsung. Seiring meningkatnya tuntutan efisiensi dan keberlanjutan, dilakukan evaluasi terhadap opsi *fuel switching* ke bahan bakar gas alam. Proyek akhir ini mensimulasikan ulang proses pembakaran aktual di *furnace* menggunakan perangkat lunak *Aspen Plus V14*. Untuk batu bara, digunakan pendekatan reaktor berurutan (RYield–RStoic–RCSTR) guna merepresentasikan tahapan dekomposisi, pirolisis, dan pembakaran. Sedangkan untuk gas alam, pembakaran disimulasikan langsung melalui RCSTR karena sifatnya sebagai bahan bakar gas. Evaluasi dilakukan terhadap kinerja termal, emisi CO<sub>2</sub>, serta indikator keekonomian meliputi *Capital Expenditure* (CapEx), *Operational Expenditure* (OpEx), *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), dan *Payback Period* (PP). Hasil simulasi menunjukkan bahwa gas alam memiliki efisiensi termal mencapai 90,11%, mampu menurunkan emisi CO<sub>2</sub> sebesar 27,5% dibandingkan batu bara, serta menghasilkan nilai keekonomian yang menguntungkan, yaitu NPV sebesar \$76,009.13, IRR sebesar 32%, dan *Payback Period* selama 3 tahun. Berdasarkan hasil tersebut, gas alam dinilai sebagai opsi bahan bakar yang paling seimbang dari sisi teknis, lingkungan, dan ekonomi, serta layak diimplementasikan sebagai strategi transisi energi dalam industri pupuk NPK.

**Kata kunci:** *Fuel Switching, Dekarbonisasi, Batu Bara, Analisis Ekonomi, Emisi Karbon*

## ABSTRACT

### TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS OF CO<sub>2</sub> EMISSION REDUCTION STRATEGY IN THE ENERGY TRANSITION THROUGH FUEL SWITCHING FROM COAL TO *NATURAL GAS* IN THE FURNACE UNIT OF THE NPK FERTILIZER PRODUCTION PROCESS

**Student Name / NRP** : Rakhma Ayu Giarti / 2041211045  
Devi Intan Silviani / 2041211058  
**Department** : Industrial Chemical Engineering Faculty of  
Vocational Studies - ITS  
**Advisor** : Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP.

#### Abstract

The utilization of coal as the main fuel in the NPK fertilizer industry makes a major contribution to carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) emissions, which negatively impact the environment and hinder the achievement of national decarbonization targets. To overcome this, this final project was carried out with the aim of evaluating the technical and economic feasibility of the strategy of switching coal to *natural gas* in the furnace unit in the NPK fertilizer production process. In the actual process, the furnace acts as a heat provider for rotary dryers with an open combustion system that uses coal directly. As the demands for efficiency and sustainability increase, an evaluation of fuel switching options to *natural gas* fuel is being evaluated. This final project re-simulates the actual combustion process in the furnace using the Aspen Plus V14 software. For coal, a sequential reactor approach (RYield–RStoic–RCSTR) is used to represent the stages of decomposition, pyrolysis, and combustion. As for natural gas, combustion is simulated directly through RCSTR because of its nature as a gaseous fuel. Evaluation was carried out on thermal performance, CO<sub>2</sub> emissions, and economic indicators including Capital Expenditure (CapEx), Operational Expenditure (OpEx), Net Present Value (NPV), Internal Rate of Return (IRR), and Payback Period (PP). The simulation results show that *natural gas* has a thermal efficiency of 90.11%, is able to reduce CO<sub>2</sub> emissions by 27.5% compared to coal, and produces favorable economic value, namely NPV of \$76,009.13, IRR of 32%, and Payback Period of 3 years. Based on these results, *natural gas* is considered the most balanced fuel option from a technical, environmental, and economic perspective, and is feasible to be implemented as an energy transition strategy in the NPK fertilizer industry.

**Keywords:** *Fuel Switching, Decarbonization, Coal, Economic Analysis, Carbon Emissions*

## KATA PENGANTAR

Puji Syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang selalu melimpahkan Rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan proyek akhir kami yang berjudul “Analisa Tekno-Ekonomi Dalam Strategi Reduksi Emisi CO<sub>2</sub> Pada Transisi Energi Berupa *Fuel Switching* Batu Bara Ke *Natural gas* Di Unit *Furnace* Pada Proses Produksi Pupuk NPK”

Laporan proyek akhir ini merupakan salah satu syarat untuk menyelesaikan program studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Penulis menyadari bahwa dalam menyusun laporan proyek akhir ini tidak akan selesai tanpa bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Tuhan Yang Maha Esa atas Rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan Laporan Proyek akhir ini.
2. Kedua Orang Tua dan Keluarga yang senantiasa telah mendoakan dan memberikan dukungan baik moral maupun moril serta motivasi.
3. Dr. Eva Oktavia Ningrum, S.T., M.S., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
4. Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP. selaku Dosen Pembimbing Proyek akhir yang senantiasa membimbing dan membantu kami dalam penyusunan laporan ini.
5. Segenap Dosen, Tenaga Pendidik, dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember
6. Canddium'21, yang selalu kebersamai kami dalam menyelesaikan Proyek akhir ini.
7. *Appreciation to Hikmal Akbar thank you for always listening and for replacing all my “I’m tired, I’m dizzy, I’m bored, I want to sleep but the work isn’t done” moments with moral and emotional support. Thank you also for patiently being there every time I was in a bad mood. Thanks for being there, in ways I didn’t even know I needed.*
8. Serta semua pihak yang telah membantu dan berkontribusi dalam penyelesaian laporan ini yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa laporan ini tidak luput dari berbagai kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat kami perlukan. Semoga laporan Proyek akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Surabaya, 30 Juli 2025

Penulis I

## KATA PENGANTAR

Puji Syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa yang selalu melimpahkan Rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan proyek akhir kami yang berjudul “Analisa Tekno-Ekonomi Dalam Strategi Reduksi Emisi CO<sub>2</sub> Pada Transisi Energi Berupa *Fuel Switching* Batu Bara Ke *Natural gas* Di Unit *Furnace* Pada Proses Produksi Pupuk NPK”.

Laporan proyek akhir ini merupakan salah satu syarat untuk menyelesaikan program studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Dengan penuh rasa syukur, penulis menyadari bahwa laporan proyek akhir ini dapat terselesaikan berkat bantuan, dukungan, dan doa dari berbagai pihak. Untuk itu, penulis menyampaikan apresiasi dan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa atas Rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan Laporan Proyek akhir ini.
2. *I would like to express my sincere thanks to my Mom, Dad and my two siblings for their continuous prayers and consistent support, both morally and emotionally.*
3. Dr. Eva Oktavia Ningrum, S.T., M.S., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
4. Ir. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T., IPP. selaku Dosen Pembimbing proyek akhir yang senantiasa membimbing dan membantu dalam penyusunan laporan ini.
5. Segenap Dosen, Tenaga Pendidik, dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember
6. *Our beloved cohort-mates, Canddium'21, yang selalu kebersamai dalam menyelesaikan Proyek akhir ini.*
7. *Appreciation to those who may not share my DNA but definitely share my journey (and braincells!) — Ridho, Fico, and Fredik — for always being there with input, encouragement, and the kind of motivation I didn't know I needed to finally finish this final project.*
8. *I would also like to express my gratitude to the ‘Meja Bundar’ for their constant companionship and for providing a space of comfort, reflection, and encouragement during this process.*
9. *Lastly, thanks to Aurel and Satria for the continuous support, understanding, and positivity throughout the completion of this project.*

Penulis menyadari bahwa laporan ini tidak luput dari berbagai kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat kami perlukan. Semoga laporan Proyek akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Surabaya, 30 Juli 2025

Penulis II

# DAFTAR ISI

<b>LEMBAR PENGESAHAN</b>	i
<b>APPROVAL SHEET</b>	ii
<b>PERNYATAAN ORISINALITAS</b>	iii
<b>STATEMENT OF ORIGINALITY</b>	iv
<b>ABSTRAK</b>	v
<b>ABSTRACT</b>	vi
<b>KATA PENGANTAR</b>	vii
<b>DAFTAR ISI</b>	ix
<b>DAFTAR GAMBAR</b>	xi
<b>DAFTAR TABEL</b>	xii
<b>DAFTAR SIMBOL</b>	xiii
<b>BAB 1 PENDAHULUAN</b>	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	3
1.3 Batasan Masalah	3
1.4 Tujuan	3
1.5 Manfaat	3
<b>BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA</b>	4
2.1 Hasil Penelitian Terdahulu	4
2.2 Dasar Teori	4
2.2.1 Sistem <i>Furnace</i>	4
2.2.2 Batu Bara	5
2.2.3 <i>Natural Gas</i>	6
2.2.4 <i>Fuel Switching</i>	7
2.2.5 Emisi Karbon	7
2.2.6 Analisa Ekonomi	8
<b>BAB 3 METODOLOGI</b>	12
3.1 Metode yang digunakan	12
3.1.1 Diagram Alir Proses Proyek Akhir	12
3.2 Bahan dan Peralatan yang Digunakan	13
3.2.1 Bahan yang Digunakan	13
3.2.2 Peralatan yang Digunakan	14

3.3	Variabel Percobaan	16
3.3.1	Variabel Tetap	16
3.3.2	Variabel Terikat	16
3.3.3	Variabel Bebas	16
3.4	Urutan Pelaksanaan Proyek Akhir	17
3.4.1	Identifikasi Permasalahan	17
3.4.2	Studi Literatur	17
3.4.3	Penentuan Variabel	17
3.4.4	Pengumpulan Data Primer	18
3.4.5	Simulasi Menggunakan <i>Apen Plus</i>	18
3.4.6	Validasi Metode	37
3.4.7	Tekno Ekonomi	38
3.4.8	Hasil dan Pembahasan	43
3.4.9	Penarikan Kesimpulan dan Rekomendasi	43
<b>BAB 4</b>	<b>HASIL DAN PEMBAHASAN</b>	44
4.1	Validasi Metode	45
4.2	<i>Environmental Analysis</i>	46
4.3	<i>Analisa Sizing Furnace</i>	49
4.4	Analisa Ekonomi Teknik	50
4.5	<i>Fuel Switching Analysis</i>	55
<b>BAB 5</b>	<b>KESIMPULAN DAN SARAN</b>	57
5.1	Kesimpulan	57
5.2	Saran	57
	<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	58
	<b>LAMPIRAN</b>	61
	Lampiran 1. Perhitungan Emisi CO <sub>2</sub>	61
	Lampiran 2. Perhitungan Efisiensi Termal <i>Furnace</i>	63
	Lampiran 3. Perhitungan Konstanta Laju Reaksi Dengan Persamaan Arrhenius	67
	Lampiran 4. Hasil Perhitungan Ekonomi Teknik	70
	Lampiran 5. Perhitungan Desain Spesifikasi <i>Furnace</i>	79
	<b>BIODATA PENULIS</b>	<b>82</b>

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 3.1</b> Diagram Alir Proses Penelitian	12
<b>Gambar 3.2</b> Blok Diagram Proses Pembakaran sampai Pengeringan	14
<b>Gambar 3.3</b> <i>Process Flow Diagram Furnace</i> Bahan Bakar Gas Alam	14
<b>Gambar 3.4</b> <i>Process Flow Diagram Furnace</i> Bahan Bakar Batubara	15
<b>Gambar 3.5</b> Diagram Alir Proses Perhitungan Analisa Ekonomi Teknik	39
<b>Gambar 4.1</b> Grafik <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>	51
<b>Gambar 4.2</b> <i>Net Present Value (NPV)</i> Gas Alam	54
<b>Gambar 4.3</b> <i>Net Present Value (NPV) vs Discount Rate</i>	55

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1</b> Penelitian Terdahulu	4
<b>Tabel 2.2</b> Pembagian Kualitas Persebaran Batubara di Indonesia	5
<b>Tabel 2.3</b> Perbedaan <i>Capital Expenditure</i> dan <i>Operational Expenditure</i>	9
<b>Tabel 3.1</b> <i>Data Proximate Analysis</i>	13
<b>Tabel 3.2</b> <i>Data Ultimate Analysis</i>	13
<b>Tabel 3.3</b> <i>Data Sulfur Analysis</i>	13
<b>Tabel 3.4</b> Data Model Alat	15
<b>Tabel 3.5</b> Reaksi Pembakaran Batubara	19
<b>Tabel 3.6</b> Kinetika Reaksi Proses Pirolisis pada Temperatur 1200°C	19
<b>Tabel 3.7</b> Reaksi Pembakaran <i>Natural Gas</i>	20
<b>Tabel 3.8</b> Kinetika Reaksi Proses Pirolisis pada Temperatur 1600°C	20
<b>Tabel 4.1</b> Hasil Validasi Simulasi Pembakaran Batubara dengan Data Aktual	45
<b>Tabel 4.2</b> Hasil Validasi Simulasi Pembakaran Gas alam dengan Data Referensi	46
<b>Tabel 4.3</b> Faktor emisi CO <sub>2</sub> berdasarkan bahan bakar yang digunakan	47
<b>Tabel 4.4</b> GWP <i>value</i> periode 100 tahun berdasarkan IPCC AR5	48
<b>Tabel 4.5</b> Hasil Perhitungan Emisi CO <sub>2</sub>	48
<b>Tabel 4.6</b> Tabel Perbandingan <i>Sizing Furnace</i>	50
<b>Tabel 4.7</b> <i>Capital Expenditure</i>	52
<b>Tabel 4.8</b> <i>Salvage Value</i>	52
<b>Tabel 4.9</b> <i>Operational Expenditure</i>	53

## DAFTAR SIMBOL

m	: Massa bahan bakar
C <sub>p</sub>	: Panas jenis <i>fuel gas</i>
Δt	: Selisih suhu <i>fuel gas</i> dengan suhu basis
C	: Berat kandungan <i>carbon</i> dalam <i>fuel</i>
H	: Berat kandungan <i>hydrogen</i> dalam <i>fuel</i>
S	: Berat kandungan sulfur dalam <i>fuel</i>
W <sub>a</sub>	: kebutuhan udara teoritis
W <sub>A</sub>	: Kebutuhan udara aktual
M <sub>A</sub>	: Banyak uap air dalam udara
W <sub>fg</sub>	: Berat gas asap total
NPV	: <i>Net present value</i>
IRR	: <i>Internal rate of return</i>
PP	: <i>Payback period</i>
PV	: <i>Present value</i>
SV	: <i>Salvage Value</i>
HHV	: <i>High heating value</i>
LHV	: <i>Low heating value</i>
HV	: <i>Heating value</i>

# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Dinamika global yang terjadi saat ini khususnya terkait isu geopolitik telah mengakibatkan krisis global yang berdampak pada sektor energi. Kondisi tersebut dinilai telah meningkatkan kesadaran dunia atas pentingnya ketahanan energi dan ekonomi nasional sehingga arah kebijakan energi di beberapa negara berubah ke penguatan dalam negeri. Dari data 5 tahun terakhir, energi fosil seperti minyak, gas, dan batubara masih mendominasi dan memegang peranan penting dalam penyediaan energi di Indonesia (Pahlevi, et al., 2024). Dalam periode 2018-2022, batubara berkontribusi rata-rata sebesar 38%, serta kontribusi minyak dan gas masing-masing mencapai 34% dan 17%. Di sisi lain, porsi Energi Baru Terbarukan adalah sebesar 11,31% dari total bauran energi primer pada tahun 2022 walaupun pemanfaatannya terus meningkat setiap tahun namun masih jauh dari target Kebijakan Energi Nasional sebesar 23% pada tahun 2025 (Pemerintah Indonesia, 2014).

Sektor industri manufaktur sebagai *leading sector* di Indonesia terus berkembang dan semakin meningkatkan kebutuhan energi, terutama dengan adanya amanat Perpres No. 28 Tahun 2008 tentang kebijakan industri nasional (Nurhayani, 2022). Berdasarkan laporan dewan energi nasional (DEN, 2016), hingga 2025 kebutuhan energi final nasional masih didominasi oleh sektor transportasi dan industri, dengan sektor industri diproyeksikan menjadi pengguna energi terbesar setelah 2025 seiring peningkatan aktivitas produksi. Salah satu sektor industri dengan konsumsi energi tinggi adalah produksi pupuk kimia NPK, yang membutuhkan suhu, tekanan tinggi, serta bahan bakar dalam jumlah besar untuk menjalankan berbagai tahap produksinya. Tingginya penggunaan sumber energi ini tidak hanya berdampak pada efisiensi operasional tetapi juga menentukan tingkat emisi yang dihasilkan selama proses produksi berlangsung. Hingga saat ini, batu bara masih menjadi bahan bakar utama dalam industri pupuk, sehingga transisi menuju sumber energi yang lebih bersih menjadi tantangan penting dalam upaya dekarbonisasi sektor industri (Pahlevi et al., 2024).

Pemanfaatan batubara sebagai sumber energi di Indonesia akan menghadapi sejumlah tantangan keberlanjutan yang signifikan, baik dari perspektif lingkungan, ekonomi, maupun regulasi. Tantangan utama berkaitan dengan dampak lingkungan dari pembakaran batubara yang menghasilkan emisi gas rumah kaca, terutama CO<sub>2</sub>, yang merupakan kontributor utama terhadap perubahan iklim. Pembakaran batubara menghasilkan emisi CO<sub>2</sub> serta "*fly ash*" dalam jumlah cukup besar, yang dapat menimbulkan permasalahan akibat lingkungan yang tidak sehat (Nugroho, 2017). Selain CO<sub>2</sub>, pembakaran batubara juga menghasilkan polutan lain seperti sulfur dioksida (SO<sub>x</sub>) dan nitrogen oksida (NO<sub>x</sub>) yang berdampak negatif pada kualitas udara dan kesehatan Masyarakat.

Tantangan keberlanjutan berikutnya adalah perkembangan regulasi baik di tingkat nasional maupun internasional yang mengharuskan pengurangan emisi karbon dan pencemaran lingkungan. Indonesia, melalui *Nationally Determined Contribution* (NDC) awalnya menargetkan penurunan emisi sebesar 29% tanpa syarat di bawah *business as usual* (BAU) dan 41% dengan syarat (dengan dukungan internasional yang memadai) pada tahun 2030. Namun target ini direvisi dalam *Enhanced Nationally Determined Contribution*

(ENDC) menjadi 31,89% tanpa syarat dan 43,20% bersyarat pada tahun 2022. Komitmen ini secara tidak langsung mengikat serta memaksa pemerintah dan industri untuk mencari solusi inovatif untuk mengurangi emisi dari sumber energi berbahan bakar batubara, salah satunya melalui transisi energi yang didukung berbagai kebijakan seperti Rencana Umum Energi Nasional (RUEN) yang menargetkan 23% energi terbarukan dalam bauran energi nasional pada 2025 dan 31% pada 2050. Selain tantangan lingkungan dan regulasi, tantangan keberlanjutan juga muncul segi ekonomi dimana, penerapan kebijakan harga karbon terus mengalami peningkatan seiring dengan melonjaknya kebutuhan energi. Oleh karena itu dengan adanya tantangan berkelanjutan ini diharapkan dapat mendorong industri mengurangi ketergantungan pada batubara dan beralih ke sumber energi yang lebih bersih, salah satunya yaitu gas alam.

Gas alam sebagai salah satu sumber energi memiliki cadangan terbesar ketiga di dunia setelah batu bara dan minyak bumi. Di Indonesia, peranan gas alam sebagai sumber energi semakin dominan seiring dengan kebijakan pengurangan penggunaan minyak sebagai sumber energi utama. Peralihan ini didukung oleh komitmen pemerintah dalam *Clean Development Mechanism (CDM)* pada *Kyoto Protocol*, di mana gas alam dipilih sebagai alternatif yang lebih ramah lingkungan karena menghasilkan polusi yang lebih rendah. Secara komposisi, gas alam terdiri dari metana ( $\text{CH}_4$ ) sebagai komponen utama, diikuti oleh etana ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), propana ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ), butana ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ), serta dalam jumlah kecil mengandung nitrogen ( $\text{N}_2$ ), oksigen ( $\text{O}_2$ ), karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ), dan hidrogen sulfida ( $\text{H}_2\text{S}$ ) (Harefa et al., 2024). Keunggulannya sebagai sumber energi terletak pada emisi karbon yang lebih rendah, yakni mampu mengurangi emisi  $\text{CO}_2$  hingga 25% dibandingkan bahan bakar fosil lainnya. Selain itu, proses pembakarannya menghasilkan lebih sedikit partikel dan tidak mengandung sulfur, sehingga dapat menjaga kualitas udara dengan lebih baik. Dari perspektif ekonomi, penggunaan gas alam juga lebih menguntungkan dalam jangka panjang karena harganya relatif lebih stabil dan cenderung lebih ekonomis dibandingkan bahan bakar fosil lainnya. Dengan berbagai keunggulan ini, gas alam menjadi salah satu solusi utama dalam mendukung transisi energi menuju sistem yang lebih berkelanjutan (Pritasari, 2023).

Dalam rangka mencapai target penurunan emisi dan diversifikasi energi, *fuel switching* dari batu bara ke gas alam menjadi salah satu strategi kunci bagi Indonesia. Pemanfaatan gas alam sebagai alternatif bahan bakar yang digunakan sebagai sumber *supply* energi panas yang dibutuhkan selama proses produksi berlangsung menawarkan peluang untuk menurunkan emisi gas  $\text{CO}_2$  yang dihasilkan, meningkatkan efisiensi energi, dan memanfaatkan cadangan gas alam yang melimpah. Namun dalam keputusan *fuel switching* dari batu bara ke gas alam membutuhkan investasi besar dan perubahan operasional yang signifikan, sehingga dibutuhkan keekonomian yang cermat sangat penting untuk menilai apakah investasi ini layak dilakukan. Analisis ini harus mempertimbangkan biaya investasi awal, biaya operasional, harga bahan bakar yang fluktuatif, dan potensi pengembalian investasi. Selain itu analisis *switching value* juga diperlukan karena adanya perubahan dalam arus manfaat dan biaya. Hasil ini akan membantu pengambil keputusan untuk menentukan apakah *fuel switching* layak secara finansial dan ekonomis (Singal, et al., 2023).

Salah satu tujuan utama *fuel switching* adalah untuk mengurangi emisi CO<sub>2</sub> yang dihasilkan selama proses produksi pupuk. Evaluasi dampak perubahan bahan bakar terhadap emisi CO<sub>2</sub> sangat penting untuk mengukur efektivitas upaya ini. Evaluasi ini harus mempertimbangkan intensitas emisi CO<sub>2</sub> dari batu bara dan gas alam, efisiensi pembakaran, dan potensi pengurangan emisi gas rumah kaca. Hasil evaluasi ini akan memberikan informasi tentang seberapa besar pengurangan emisi yang dapat dicapai dengan *fuel switching*, serta kontribusi terhadap target penurunan emisi nasional dan global.

## 1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah dipaparkan, didapatkan perumusan masalah dalam proyek akhir ini yaitu bagaimana analisa keekonomian *fuel switching* dari batu bara ke *Natural gas* sebagai bahan bakar *furnance* pada proses produksi pupuk kimia NPK serta bagaimana pengaruh perubahan bahan bakar tersebut dalam mengurangi emisi CO<sub>2</sub> dalam proses produksi, termasuk kontribusinya terhadap target dekarbonisasi nasional.

## 1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam proyek akhir adalah beberapa asumsi yang digunakan selama proses pemodelan menggunakan *Aspen Plus V.14*, yaitu sebagai berikut:

1. Analisa dalam proyek akhir ini didasarkan pada data kebutuhan energi *furnace* yang diperoleh dari *typical* pabrik pupuk kimia NPK atau pada proses produksi pupuk kimia NPK.
2. Kondisi *existing* sistem boiler dan *furnace* yang digunakan dalam studi ini di area pengeringan pabrik pupuk kimia NPK.
3. Evaluasi keekonomian *fuel switching* dilakukan dengan mempertimbangkan biaya operasional dan investasi terkait berdasarkan CapEx, OpEx, NPV, IRR, dan *Payback Period*.
4. Perhitungan emisi CO<sub>2</sub> difokuskan pada emisi yang dihasilkan dari boiler dan *furnace* dalam sistem pengeringan produksi pupuk kimia NPK.

## 1.4 Tujuan

Tujuan dari proyek akhir ini adalah untuk:

1. Untuk mendapatkan bahan bakar yang terbaik diantara Batubara dan gas alam dengan mempertimbangkan analisa ekonomi berdasarkan CapEx, OpEx, NPV, IRR, dan *Payback Period*.

## 1.5 Manfaat

Dari proyek akhir ini memiliki beberapa manfaat, antara lain:

1. *Fuel switching* dapat meningkatkan efisiensi energi dan mengurangi emisi CO<sub>2</sub>, serta peningkatan efisiensi ekonomi sehingga mendukung keberlanjutan industri pupuk kimia NPK.
2. Mendorong inovasi dalam penggunaan bahan bakar alternatif yang lebih ramah lingkungan dalam proses produksi pupuk kimia NPK.

## BAB 2

### TINJAUAN PUSTAKA

#### 2.1 Hasil Penelitian Terdahulu

**Tabel 2.1** Penelitian Terdahulu

Peneliti	Judul	Hasil Penelitian
Rauzan, Dessy (2024)	Upaya Pereduksian Emisi Karbon Dioksida (CO <sub>2</sub> ) di Indonesia melalui Analisis Integrasi <i>Power-to-Gas</i> dengan PLTU Batubara	Upaya yang dilakukan untuk mengurangi emisi gas karbon dioksida (CO <sub>2</sub> ) yang dihasilkan dari pembakaran batu bara, PtG menawarkan solusi yang efektif untuk mengatasi masalah ini dengan mengubah emisi CO <sub>2</sub> menjadi energi. Sistem yang digunakan yaitu dengan menggunakan <i>carbon capture</i> , elektrolisis dan metanasi. Estimasi hasil pengurangan emisi dari langkah ini yaitu dari sebesar 62,5 juta ton di reduksi menjadi 28,15 juta ton.
Rinaldi <i>et al</i> , 2024	<i>Optimization of Electricity Generation Schemes in the Java-Bali Grid System with CO<sub>2</sub> Reduction Consideration</i>	Ada berapa skenario yang digunakan didalam jurnal ini : a) <i>Basic Model (Fuel Balancing)</i> menurunkan Emisi CO <sub>2</sub> sebesar 212,540.14 k/ton b) <i>Basic Model</i> dengan 26% CO <sub>2</sub> menurunkan Emisi CO <sub>2</sub> sebesar 158,360 k/ton c) <i>Fuel Switching</i> terbukti efektif dalam menurunkan emisi CO <sub>2</sub> yang bisa menurunkan hingga 214,000 k/ton d) <i>Fuel Switching Model</i> dengan 26% CO <sub>2</sub> Emisi CO <sub>2</sub> sebesar 158,360 k/ton.

#### 2.2 Dasar Teori

##### 2.2.1 Sistem Furnace

*Furnace* atau pemanas adalah bagian dari peralatan proses yang menaikkan suhu fluida menggunakan termal yang diproduksi oleh pembakaran gas atau bahan bakar cair yang terbakar di dalam pembakar. Dengan menggunakan prinsip segitiga api, yaitu memanfaatkan bahan bakar, panas, dan udara, proses pembakaran di dalam tungku dilakukan. Udara akan ditarik masuk dari luar dan dikeluarkan melalui cerobong bersama dengan gas hasil pembakaran atau yang dinamakan dengan *flue gas*. Bahan bakar minyak, gas, atau kombinasi keduanya dapat digunakan dalam tungku. Tungku biasanya terdiri dari dua bagian utama yaitu bagian konveksi dan bagian radiasi, yang kadang-kadang juga disebut sebagai ruang bakar. Bagian konveksi tungku memperoleh panas melalui konveksi. Untuk meminimalkan *thermalshock*, fluida yang perlu dipanaskan setebal mungkin terlebih dahulu memasuki area konveksi, di mana panas dimasukkan secara bertahap. Setelah itu, fluida bergerak ke bagian radiasi, di mana ia tetap berada hingga mencapai suhu yang diperlukan.

Jumlah beban *furnace* akan meningkat seiring dengan peningkatan perbedaan suhu dan juga jumlah *feed*. Perlu diperhatikan bahwa umpan proses yang dipanaskan harus dijaga agar tidak mencapai suhu di mana terjadi *thermal cracking* dalam fluida tersebut. *Thermal*

*cracking* dapat menyebabkan pelepasan gas-gas ringan yang berakibat pada volume fluida pembakaran yang sangat tinggi. Hal ini dapat melebihi kapasitas pipa yang digunakan untuk mengalirkan fluida proses tersebut sehingga dapat menyebabkan bahaya berupa ledakan tungku jika hal ini terjadi. *Coke* dapat terjadi sebagai akibat dari *thermal cracking*, mengurangi panas dalam tungku.

Kebutuhan pupuk dalam negeri setiap tahunnya terus mengalami peningkatan, terutama untuk kebutuhan pupuk NPK. Berdasarkan data Asosiasi Produsen Pupuk Indonesia (2020), pupuk NPK mengalami kenaikan 7% pada setiap tahunnya terhitung mulai dari tahun 2018 hingga tahun 2020. Dengan tren jumlah konsumsi pupuk NPK tiap tahunnya yang terus meningkat maka tren ini mendorong terjadinya peningkatan produksi dari industri ini. Terjadinya peningkatan produksi berarti mendorong peningkatan kebutuhan energi yang digunakan untuk produksi. Dalam proses produksinya, bahan dasar pupuk NPK melewati bermacam-macam proses. Salah satu komponen dalam lini produksi pupuk NPK yang mengonsumsi energi paling besar adalah *furnace*. Pada industri pupuk NPK, *furnace* dimanfaatkan sebagai penyuplai sumber panas yang dibutuhkan oleh *dryer* untuk proses pengeringan material pupuk. Suplai energi panas yang digunakan untuk menjalankan *furnace* ada bermacam-macam salah satunya yaitu dapat menggunakan batu bara dan gas alam (Klomp, 2021).

*Combustion fuel* adalah suatu serangkaian reaksi oksidasi yang melibatkan oksigen dari lingkungan dan molekul hidrokarbon. Ketika bahan bakar dan udara tersedia dalam jumlah yang cukup, proses pembakaran berlangsung dengan baik, menghasilkan nyala yang mengeluarkan termal dan gas buang sebagai produk hasil pembakaran. Bahan bakar umumnya terdiri dari ikatan hidrokarbon, yaitu karbon (C) dan hidrogen (H<sub>2</sub>) sebagai komponen kimia utamanya.

### 2.2.2 Batu Bara

Batubara merupakan salah satu sumber energi fosil yang dapat digunakan sebagai bahan bakar. Dalam penggunaannya sebagai bahan bakar dalam *furnace* batu bara yang digunakan memiliki beberapa jenis berdasarkan nilai kalori batubara. Pembagian nilai kalori batubara yang dikeluarkan oleh Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) yang didasari Peraturan Pemerintah No.45 Tahun 2003. Berikut **Tabel 2.2** yang menerangkan pembagian jenis batubara berdasarkan nilai kalorinya (Rand & Dell, 2009).

**Tabel 2.2** Pembagian Kualitas Persebaran Batubara di Indonesia

No.	Kualitas	Nilai Kalori Batubara
1	Kalori Rendah	< 5100 kal/gr
2	Kalori Sedang	5100 kal/gr – 6100 kal/gr
3	Kalori Tinggi	>6100 kal/gr – 7100 kal/gr
4	Kalori Sangat Tinggi	>7100 kal/gr

Sumber: (Peraturan Pemerintah No. 45 Tahun 2003)

Jenis batu bara *Bituminous coal* menjadi pilihan yang populer karena kandungan karbonnya yang relatif tinggi mencapai angka 80% dan nilai kalor yang baik, sehingga mampu menghasilkan panas yang memadai untuk proses pengeringan pupuk NPK di dalam *rotary dryer*. Keunggulan ini menjadikan *bituminous coal* sebagai opsi yang efektif dalam

memenuhi kebutuhan energi industri pupuk. Namun, ketersediaan dan fluktuasi harga *bituminous coal* dapat menjadi pertimbangan penting. Sementara *sub-bituminous coal* dapat menjadi alternatif pilihan yang digunakan karena memiliki harga yang lebih terjangkau dan ketersediaannya yang lebih stabil meskipun nilai karbon yang dikandung didalamnya masih lebih rendah jika dibandingkan dengan *bituminous coal* yaitu berkisar antara 40-60%.

Komposisi penyusun batubara terdiri dari campuran hidrokarbon dengan komponen utama berupa karbon. Secara umum terdapat parameter yang dapat membedakan jenis batubara. Analisa parameter tersebut dibagi menjadi 3 parameter, yaitu *Proximate Analysis*, *Ultimate Analysis*, dan *Sulfuric Analysis*. Parameter *Proximate Analysis* terdiri dari *Moisture Content*, *Fixed Carbon*, *Volatile Matter*, dan *Ash Content*. Parameter *Ultimate Analysis* terdiri dari kandungan *Ash*, *Carbon*, *Hydrogen*, *Nitrogen*, *Chlorine*, Sulfur, dan *Oxygen*. Sedangkan parameter *Sulfuric Analysis* terdiri atas *Pyritic*, *Sulfate*, dan *Organic*.

Pembakaran adalah suatu reaksi kimia antara bahan bakar dan oksigen yang menghasilkan panas. Energi panas yang dihasilkan saat pembakaran tergantung pada jenis batubara yang digunakan. Batubara dengan *moisture content* paling rendah akan menghasilkan energi panas yang lebih besar. *Moisture content* dapat berpengaruh pada proses *ignition* dimana penguapan *moisture content* akan membutuhkan energi dan menghambat proses pembakaran. Pembakaran pada batu bara yang digunakan dalam sumber energi *furnace* merupakan salah satu metode utama dalam penyediaan energi termal untuk produksi pupuk NPK (Herce et al., 2020). Proses ini melibatkan reaksi oksidasi antara batu bara dan oksigen yang menghasilkan panas serta berbagai gas buang. Reaksi utama yang terjadi dalam pembakaran batu bara meliputi pembentukan karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dari karbon, sulfur dioksida (SO<sub>2</sub>) dari kandungan sulfur, serta nitrogen oksida (NO<sub>x</sub>) akibat suhu tinggi dalam *furnace* (Abbas, et al., 2025).

### 2.2.3 *Natural gas*

Dalam upaya dekarbonisasi sektor industri dan mengurangi ketergantungan pada bahan bakar fosil, gas alam menawarkan alternatif menarik sebagai bahan bakar *furnace* dalam produksi pupuk NPK. Secara komposisi, gas alam terdiri dari metana (CH<sub>4</sub>) sebagai komponen utama, diikuti oleh etana (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>), propana (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>), butana (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>), serta dalam jumlah kecil mengandung nitrogen (N<sub>2</sub>), oksigen (O<sub>2</sub>), karbon dioksida (CO<sub>2</sub>), dan hidrogen sulfida (H<sub>2</sub>S) (Harefa et al., 2024). Dalam aplikasi industri, gas alam sering digunakan dalam sistem pemanas, seperti *furnance*, yang membakar gas untuk menghasilkan panas untuk proses pengolahan pupuk kimia.

Dalam industri pupuk kimia, penerapan gas alam sebagai bahan bakar *furnace* dapat mendukung target *Net Zero Emission* (NZE) dengan mengurangi jejak karbon proses produksi hingga 25% dibandingkan bahan bakar fosil lainnya. Selain itu, proses pembakarannya menghasilkan lebih sedikit partikel dan tidak mengandung sulfur, sehingga dapat menjaga kualitas udara dengan lebih baik. Dari perspektif ekonomi, penggunaan gas alam juga lebih menguntungkan dalam jangka panjang karena harganya relatif lebih stabil dan cenderung lebih ekonomis dibandingkan bahan bakar fosil lainnya. Dengan berbagai keunggulan ini, gas alam menjadi salah satu solusi utama dalam mendukung transisi energi menuju sistem yang lebih berkelanjutan (Pritasari, 2023).

#### 2.2.4 *Fuel Switching*

*Fuel switching* merupakan strategi yang semakin relevan dalam industri kimia global, seiring dengan meningkatnya tekanan untuk mengurangi emisi karbon dan mencapai target dekarbonisasi. Strategi ini didefinisikan sebagai penggantian bahan bakar yang saat ini digunakan dalam suatu proses industri dengan bahan bakar alternatif yang lebih ramah lingkungan serta memiliki intensitas karbon (*carbon intensity*) lebih rendah. Transisi dari dominasi energi fosil ke energi terbarukan tidak hanya berdampak pada efisiensi energi dan pengurangan emisi, tetapi juga membawa perubahan signifikan dalam aspek lingkungan, sosial, dan ekonomi, yang menuntut kesiapan industri dalam beradaptasi dengan sistem energi yang lebih berkelanjutan (Clark, et al., 2024).

Pada Konferensi Para Pihak 28 (COP28) pada tahun 2023, diakui secara luas bahwa bahan bakar fosil adalah pendorong utama perubahan iklim, mengadvokasi pengurangan tenaga batu bara yang tidak dapat dikurangi dan menghilangkan subsidi bahan bakar fosil tertentu (IRENA, 2023). Dalam konteks transisi energi yang berkelanjutan, *fuel switching* menjadi strategi penting yang diusulkan untuk mengurangi emisi karbon dioksida (CO<sub>2</sub>). Peralihan dari penggunaan batubara menjadi gas alam dapat secara signifikan menurunkan emisi CO<sub>2</sub>, mengingat gas alam menghasilkan sekitar 50-60% lebih sedikit CO<sub>2</sub> dibandingkan dengan batubara. Penggunaan gas alam sebagai bahan bakar transisi tidak hanya dapat mengurangi emisi CO<sub>2</sub>, tetapi juga mendukung pencapaian tujuan pembangunan berkelanjutan (SDG) 7 tentang energi bersih dan 13 mengenai aksi perubahan iklim (SDGs Center USU, 2024).

Dampak *fuel switching* dalam proses produksi pupuk NPK memiliki implikasi signifikan terhadap efisiensi produksi dan keberlanjutan lingkungan. Peralihan dari bahan bakar fosil, seperti minyak dan batubara, ke sumber energi yang lebih bersih, seperti gas alam, berpotensi mengurangi emisi karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) yang dihasilkan selama proses produksi (IEA, 2019). Studi terdahulu oleh Shaari et al. (2024), menunjukkan bahwa penggunaan gas alam sebagai bahan bakar dalam produksi pupuk NPK tidak hanya menurunkan emisi gas rumah kaca, tetapi juga meningkatkan efisiensi energi, yang pada akhirnya dapat menekan biaya operasional.

Selain itu, implementasi *fuel switching* dalam industri pupuk mendukung praktik produksi yang lebih berkelanjutan dengan mengurangi dampak negatif terhadap lingkungan, seperti pencemaran udara dan kontribusi terhadap perubahan iklim (He, et al., 2023). Dengan mengadopsi teknologi yang lebih ramah lingkungan, industri pupuk dapat meningkatkan daya saingnya serta memenuhi tuntutan regulasi dan pasar yang semakin mengutamakan aspek keberlanjutan. Oleh karena itu, *switching* bahan bakar dalam proses produksi pupuk NPK menjadi salah satu strategi yang relevan dalam upaya dekarbonisasi industri serta peningkatan efisiensi energi di sektor manufaktur pupuk.

#### 2.2.5 *Emisi Karbon*

Isu pemanasan global semakin meningkat menyoroti urgensi pengurangan emisi gas rumah kaca, terutama CO<sub>2</sub>. Menurut Kementerian ESDM (2024), Batu bara menyumbang sebesar 37,62% dari bauran energi primer di Indonesia, yang mana hal ini menjadikan batu bara sebagai penyumbang emisi CO<sub>2</sub> terbesar dengan hampir 89% emisi sektor energi pada tahun 2021 berasal dari pemanfaatannya dalam industri.

Secara global, emisi CO<sub>2</sub> dari pembakaran energi dan proses industri mengalami lonjakan signifikan setiap tahunnya. Berdasarkan Ritchie & Roser (2020), emisi CO<sub>2</sub> dari sektor industri mencapai 37,79 miliar ton pada tahun 2023, angka ini meningkat sebesar 13,28% sejak 2010. Salah satu industri yang berkontribusi besar terhadap emisi ini adalah industri pupuk kimia NPK, yang membutuhkan energi tinggi dalam proses produksinya.

Dalam proses produksi pupuk kimia NPK sebagian besar sumber utama emisi CO<sub>2</sub> berasal dari pembakaran bahan bakar fosil, terutama batu bara, yang digunakan dalam proses produksi, terutama untuk penyediaan kebutuhan energi termal dan listrik, serta dari reaksi kimia yang terjadi selama proses manufaktur. Namun, pembakaran batu bara menghasilkan emisi CO<sub>2</sub> dalam jumlah besar, sehingga transisi ke bahan bakar yang lebih bersih, seperti gas alam, menjadi pertimbangan penting dalam upaya dekarbonisasi industri pupuk. Untuk mengukur dampak emisi yang dihasilkan, digunakan metode perhitungan emisi CO<sub>2</sub> berbasis faktor emisi. Menurut (Yuli Ayona, et al., 2018), metode perhitungan Emisi CO<sub>2</sub> dapat dihitung dengan rumus:

$$\text{Emisi CO}_2 = A \times \text{EF} \times \text{NCV} \quad (1)$$

Keterangan:

Emisi CO<sub>2</sub> : Total emisi CO<sub>2</sub>

A : Konsumsi bahan bakar

EF : Faktor emisi CO<sub>2</sub> bahan bakar

NCV : *Net calorific volume (energy content)* per unit massa

Dengan meningkatnya kekhawatiran terhadap dampak lingkungan dari emisi CO<sub>2</sub>, pengurangan emisi gas CO<sub>2</sub> sekarang menjadi program nasional yang harus dikerjakan oleh kementerian lingkungan hidup untuk mendukung kebijakan presiden dalam komitmennya terhadap perubahan iklim global. Hal tersebut dilakukan, selain membawa manfaat bagi perusahaan dengan meningkatkan kinerja keuangan, juga membantu pemerintah Indonesia mewujudkan komitmennya untuk mencapai *net zero* emisi pada tahun 2060 atau lebih awal. *Zero Net Emissions* merupakan upaya menyeimbangkan jumlah karbon dioksida atau gas rumah kaca yang dilepaskan ke atmosfer dengan mengurangi emisi gas rumah kaca dalam suatu kegiatan atau menghilangkan total emisi gas rumah kaca. Kegiatan perusahaan yang membantu mengurangi emisi karbon di atmosfer juga akan melindungi masyarakat dari risiko bencana akibat perubahan iklim.

## 2.2.6 Analisa Ekonomi

### 2.2.6.1 Capital Expenditure (CapEx)

*Capital expenditure* adalah modal awal yang dikeluarkan oleh sebuah perusahaan yang mencakup pembelian, peningkatan ataupun perbaikan aset tetap seperti peralatan, mesin, bangunan ataupun infrastruktur. Pengeluaran ini bertujuan untuk mendukung operasional jangka panjang perusahaan serta untuk meningkatkan kapasitas dan efisiensi bisnis (Kent, 2018). Jenis-Jenis *Capital Expenditure* yaitu, *Expansionary capital expenditure* atau pengeluaran untuk ekspansi bisnis, seperti pembangunan pabrik baru atau pembelian peralatan tambahan. *Maintenance capital expenditure* atau pengeluaran untuk mempertahankan kondisi aset yang ada, seperti perbaikan mesin atau renovasi gedung. Contoh biaya CapEx adalah biaya-biaya untuk membeli aset tetap, menambah komponen aset tetap yang ada, dengan tujuan untuk memperoleh masa manfaat, meningkatkan efisiensi, kapasitas, dan atau

memperpanjang masa manfaat dari aset tetap terkait. Berbeda dengan biaya operasional yang langsung dicatat dalam laporan laba-rugi, CapEx dikapitalisasi sebagai aset tetap di neraca karena manfaatnya berlangsung dalam jangka panjang, biasanya lebih dari satu tahun. Berdasarkan (Gordon & Iyengar, 1996), CapEx dapat dihitung dengan rumus:

$$\text{CapEx} = \text{Fixed Capital Investment (FCI)} + \text{Working Capital (WC)} \quad (2)$$

### 2.2.6.2 *Operational Expenditure (OpEx)*

*Operational Expenditure* adalah biaya yang langsung dicatat sebagai beban didalam laporan laba rugi dan bukan sebagai aset tetap di neraca. OpEx hanya memberikan manfaat dalam periodel yang sedang berjalan. Pengeluaran ini biasanya mencakup biaya pemeliharaan dan perbaikan rutin untuk menjaga aset tetap perusahaan berada dalam kondisi operasional yang baik (Kaizen Institute, 2025). Contohnya termasuk pengecatan dinding, penggantian pelumas mesin, serta perbaikan kecil lainnya yang tidak meningkatkan efisiensi, kapasitas, atau masa manfaat aset tetap. Pengeluaran ini bersifat berulang dan biasanya bernilai relatif kecil dan bertujuan untuk mempertahankan standar kinerja aset yang ada.

**Tabel 2.3** Perbedaan *Capital Expenditure* dan *Operational Expenditure*

Aspek	<i>Capital Expenditure (CapEx)</i>	<i>Operational Expenditure (OpEx)</i>
Tujuan	Investasi jangka panjang	Pengeluaran operasional harian
Contoh	Pembelian mesin, pembangunan pabrik	Biaya listrik, gaji karyawan, sewa
Dampak Akuntansi	Dicatat sebagai aset dan disusutkan	Dicatat sebagai beban langsung

Untuk membantu perusahaan agar mengelola aset tetap efektif, maka *capital expenditure* dan *operational expenditure* harus dipisahkan. *Capital expenditure*, atau pengeluaran modal digunakan untuk memperoleh aset agar tetap baru, meningkatkan efisiensi operasional, memperluas kapasitas produksi, atau memperpanjang masa manfaat aset yang ada (Ratag, 2013). Sementara itu, *operational expenditure* tidak meningkatkan nilai aset tetap secara berkala, dan memberikan manfaat jangka pendek. Dengan ini perusahaan dapat mengoptimalkan penggunaan dana untuk melakukan investasi jangka panjang, dan melakukan pemeliharaan aset guna untuk mendukung keberlanjutan operasionalnya.

### 2.2.6.3 *Net Present Value (NPV)*

*Net Present Value (NPV)* salah satu metode statistik dan dinamis yang digunakan untuk menilai kemungkinan keuntungan investasi dari sebuah projek, terutama dalam konteks peralihan bahan bakar dari batubara ke gas alam dalam aplikasi industri. Metode yang dipopulerkan oleh Fisher pada tahun 1907 menghitung dasar dari semua pendapatan serta biaya yang diperkirakan dan dipotong selama dalam jangka waktu tertentu projek tersebut berjalan. Perhitungan nilai NVP sebelumnya memandang arus kas masa depan sebagai nilai yang pasti dan ditentukan, namun ada semakin banyak kontribusi yang menyatakan bahwa asumsi yang berasal dari data tersebut bersifat tidak pasti. Kontribusi tersebut dapat dibenarkan karena pendapatan yang ada serta pengeluaran yang dilakukan yang berhubungan dengan projek mempengaruhi nilai-nilai tersebut di masa depan.

*Net Present Value* atau *Net Present Worth* merupakan nilai yang dihasilkan dari jumlah nilai proyek saat ini dari pendapatan dan pengeluaran yang masuk dalam periode waktu tertentu (Kumar, 2016). NPV juga dapat diartikan sebagai selisih nilai yang dihasilkan dari jumlah pendapatan dan pengeluaran yang didiskontokan. Berdasarkan metode analisa keuntungan investasi dari NPV, arus kas saat ini lebih berharga daripada arus kas yang ada di masa depan karena arus kas saat ini dapat diinvestasikan secara langsung dan memulai menghasilkan keuntungan, sedangkan arus kas masa depan tidak (Jeenchay & Siemanond, 2018). NPV merupakan metode yang berguna untuk menentukan kemungkinan sebuah proyek dapat menghasilkan keuntungan yang positif atau kerugian yang negatif. Bila NPV bernilai positif, maka proyek atau investasi tersebut akan menambah nilai bagi perusahaan atau memberikan keuntungan sehingga proyek tersebut dapat dilanjutkan. Namun sebaliknya jika NPV bernilai negatif maka proyek atau investasi tersebut akan memberikan kerugian atau mengurangi nilai perusahaan sehingga proyek tersebut tidak dapat dilanjutkan. NPV dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$NPV = -I_0 + \sum_{t=1}^{n=1} \frac{CF_t}{L[1 - r]^t} \quad (3)$$

Keterangan:

- CF<sub>t</sub> : Aliran kas per tahun pada periode
- R : Suku bunga / *Discount rate*
- I<sub>0</sub> : Investasi awal
- t : Jumlah periode

Dalam teori keuangan, jika terdapat pilihan antara dua alternatif yang saling terpisah, maka proyek atau investasi yang menghasilkan nilai NPV positif yang lebih tinggi yang harus dipilih. NPV memainkan peran sentral dalam analisa *Discounted Cash Flows* (DCF) dan merupakan metode standar menggunakan nilai waktu dari uang untuk menilai proyek jangka panjang. Metode ini telah diterapkan secara luas dalam bidang ekonomi, keuangan dan akuntansi. NPV dari rangkaian arus kas menggunakan arus kas dan *discount rate* sebagai nilai input dan menghasilkan sebuah harga. Kelebihan dari NPV adalah memperhitungkan nilai uang karena faktor waktu sehingga lebih realistis terhadap perubahan harga, memperhitungkan arus kas selama usia ekonomis investasi dan memperhitungkan adanya nilai sisa investasi. Adapun kelemahannya yaitu lebih sulit dalam penggunaan perhitungan, derajat kelayakan selain dipengaruhi arus kas juga oleh faktor usia ekonomis investasi.

#### **2.2.6.4 Internal Rate of Return (IRR)**

*Internal Rate of Return* (IRR) merupakan metode yang telah banyak digunakan oleh pakar ekonom dan insinyur untuk memperkirakan profitabilitas atau kemungkinan keuntungan dari sebuah proyek (Thollander, et al., 2020). Definisi tersebut berakar dari prosedur *Discounted Cash Flow* (DCF), yaitu sebuah metode yang digunakan untuk membobotkan arus kas yang terjadi pada saat ini dengan cara yang rasional sehingga dapat menggambarkan nilai tersebut yang relatif terhadap arus kas masa depan di tahun-tahun berikutnya (RICS, 2023). Ketika hasil analisa ini digabungkan dengan NPV, IRR membentuk perhitungan atau analisa kedua yang diperlukan untuk menggambarkan profitabilitas dari sebuah proyek. Perbedaan dari kedua nilai tersebut hanya terdapat pada skala nilainya, dimana

NPV diskalakan dengan unit dolar, sedangkan IRR diskalakan dengan unit % atau %/waktu. Kedua perhitungan tersebut dibutuhkan untuk membedakan beberapa proyek yang terlihat serupa dalam hal profitabilitas namun dengan ukuran atau scope yang berbeda.

IRR menunjukkan nilai tingkat pengembalian, baik *rate* bunga ataupun *discounted rate* dimana arus kas masa depan ( arus kas positif atau negatif) akan sama dengan arus pengeluaran kas diawal ( arus kas negatif). Nilai IRR bersifat relatif terhadap standar perusahaan untuk tingkat pengembalian internal yang menunjukkan kelayakan suatu proyek atau investasi (Thollander et al., 2020):

1. Jika nilai IRR lebih besar dari tingkat pengembalian yang diinginkan, investasi atau proyek tersebut bernilai menarik
2. Jika nilai IRR sama dengan tingkat pengembalian yang diinginkan maka proyek atau investasi tersebut bernilai marjinal
3. Jika nilai IRR bernilai kurang dari tingkat pengembalian yang diinginkan, maka investasi atau proyek tersebut bernilai tidak menarik dan sebaiknya tidak dilanjutkan

#### 2.2.6.5 *Payback Period (PP)*

*Payback Period* adalah indikator yang digunakan untuk menilai berapa lama waktu yang diperlukan untuk mendapatkan kembali modal atau investasi yang telah disuntikkan ke dalam proyek investasi melalui arus kas tahunan yang diperoleh dari proyek tersebut. Metode ini mendasarkan perhitungan pada arus kas investasi, dan akan dihitung berapa lama arus kas masuk dapat menutupi aliran kas keluar yang digunakan untuk investasi awalnya. *Payback period* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan dibawah ini:

$$Payback\ Period = \frac{Investasi}{Cash\ flow} \times 1\ tahun \quad (4)$$

Semakin pendek *payback period*, semakin cepat modal awal akan kembali. Sebaliknya, *payback period* yang lebih lama mungkin menunjukkan tingkat risiko yang lebih tinggi atau potensi pengembalian yang lebih rendah (Amir & Gamela Saldy, 2022).

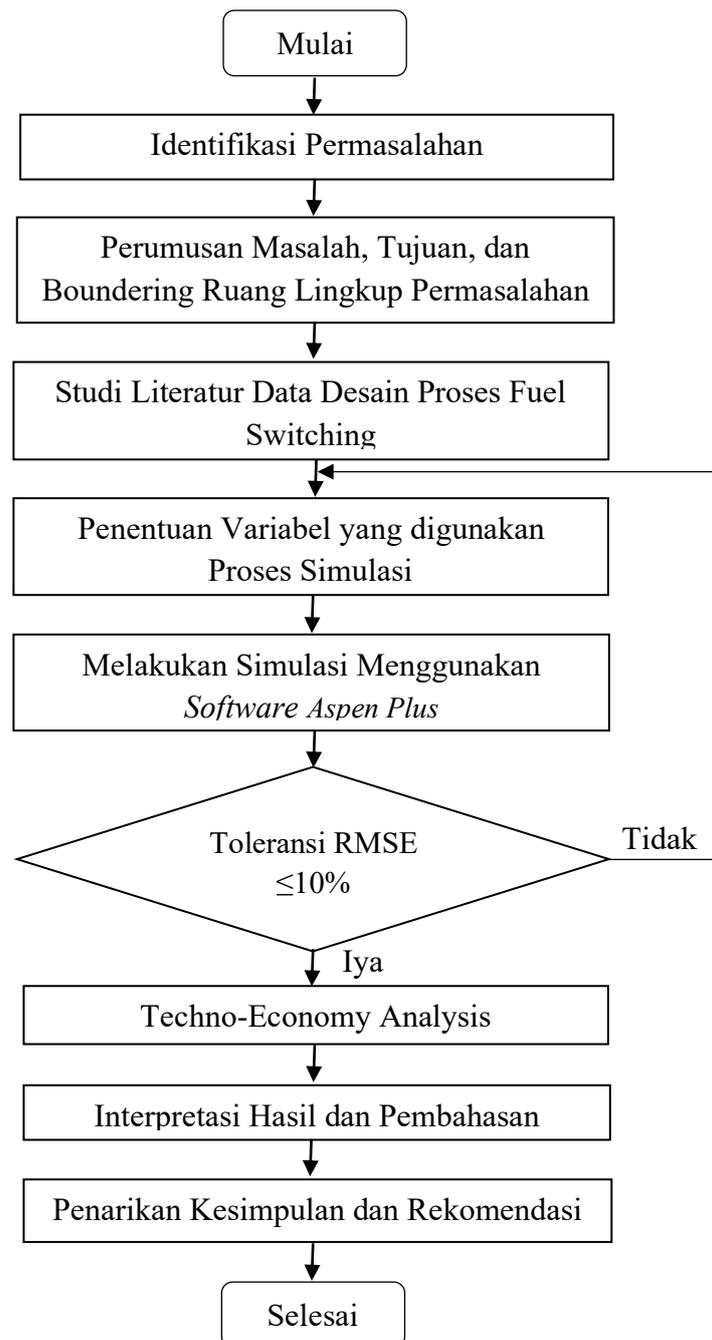
Dalam pengambilan keputusan investasi, metode *payback period* adalah metode paling efektif yang digunakan dalam menganalisis kelayakan investasi. Evaluasi *payback period* menunjukkan sebuah jangka waktu (periode) dari sebuah investasi untuk berkembang dan mencapai titik impas (*break event point*). Investasi baru lebih layak karena memiliki waktu pengembalian investasi yang lebih cepat daripada investasi lama.

## BAB 3 METODOLOGI

### 3.1 Metode yang digunakan

Proyek akhir ini dilakukan dengan tujuan untuk mengevaluasi nilai keekonomian dalam penggunaan batu bara dan gas alam sebagai bahan bakar pada industri. Evaluasi ini dilakukan dengan menghitung CapEX, OpEx, NPV, IRR dan *Payback Period*. Simulasi pemodelan dilakukan dengan menggunakan *software Aspen Plus V.14*.

#### 3.1.1 Diagram Alir Proses Proyek Akhir



**Gambar 3.1** Diagram Alir Proses Proyek Akhir

## 3.2 Bahan dan Peralatan yang Digunakan

### 3.2.1 Bahan yang Digunakan

Bahan yang digunakan sebagai *feed* dalam proyek akhir ini adalah batubara dan gas alam. Masing-masing bahan bakar dianalisis secara karakteristik untuk mendukung pemodelan simulasi pembakaran dan evaluasi performa termal. Batubara yang digunakan dikarakterisasi berdasarkan data *Proximate Analysis* dan *Ultimate Analysis*. Kedua data ini memberikan informasi penting mengenai sifat kimia dan fisik dari batubara yang berpengaruh terhadap proses simulasi. *Ultimate analysis* digunakan untuk mengetahui kandungan unsur-unsur utama dalam batubara seperti karbon (C), hidrogen (H), nitrogen (N), sulfur (S), klorin (Cl), dan oksigen (O). Informasi ini berguna dalam mengestimasi nilai kalor serta potensi produk hasil pembakaran dan gasifikasi. Sementara itu, *proximate analysis* memberikan gambaran tentang komponen batubara secara keseluruhan, yaitu *moisture*, *volatile matter*, *fixed carbon*, dan *ash*. Analisis ini membantu memahami karakteristik termal batubara, seperti seberapa mudah batubara terbakar, menghasilkan uap, dan seberapa banyak residu padat yang tersisa. Dan juga sulfur analysis dilakukan untuk menentukan distribusi kandungan sulfur dalam batubara, baik yang berbentuk *pyritic sulfur*, *organic sulfur*, maupun *sulfate sulfur*. Informasi ini penting dalam mengidentifikasi potensi pembentukan emisi gas sulfur seperti SO<sub>2</sub>, serta menentukan kebutuhan sistem kontrol emisi pada proses pembakaran.

**Tabel 3.1** *Data Proximate Analysis*

<i>Proximate Analysis</i>	Nilai
<i>Moisture content</i>	4,94799
<i>Ash</i>	9,2
<i>Volatile matter</i>	45,7
<i>Fixed carbon</i>	45,1

**Tabel 3.2** *Data Ultimate Analysis*

<i>Proximate Analysis</i>	Nilai
<i>Ash</i>	9,2
<i>Carbon</i>	67,1
<i>Hydrogen</i>	4,8
<i>Nitrogen</i>	1,1
<i>Chlorine</i>	0,1
<i>Sulfur</i>	1,3
<i>Oxygen</i>	16,4

**Tabel 3.3** *Data Sulfur Analysis*

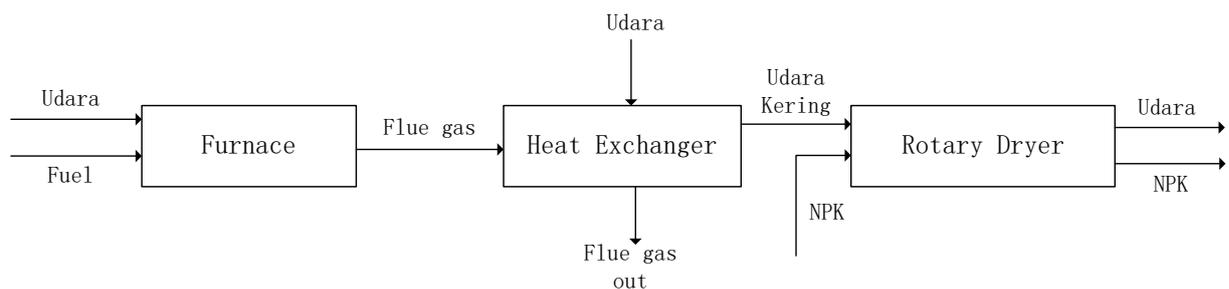
<i>Proximate Analysis</i>	Nilai
<i>Pyritic</i>	0,6
<i>Sulfate</i>	0,1
<i>Organic</i>	0,6

Sementara itu, untuk gas alam yang digunakan merupakan campuran hidrokarbon ringan yang didominasi oleh metana (CH<sub>4</sub>). dan dalam simulasi, dianggap sebagai bahan bakar dengan pembakaran sempurna menghasilkan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O. Karakteristik termal gas alam

tidak memerlukan *analisis proximate* maupun *ultimate proximate* seperti bahan bakar padat, karena sudah diketahui secara komposisional dari komponen gas murninya.

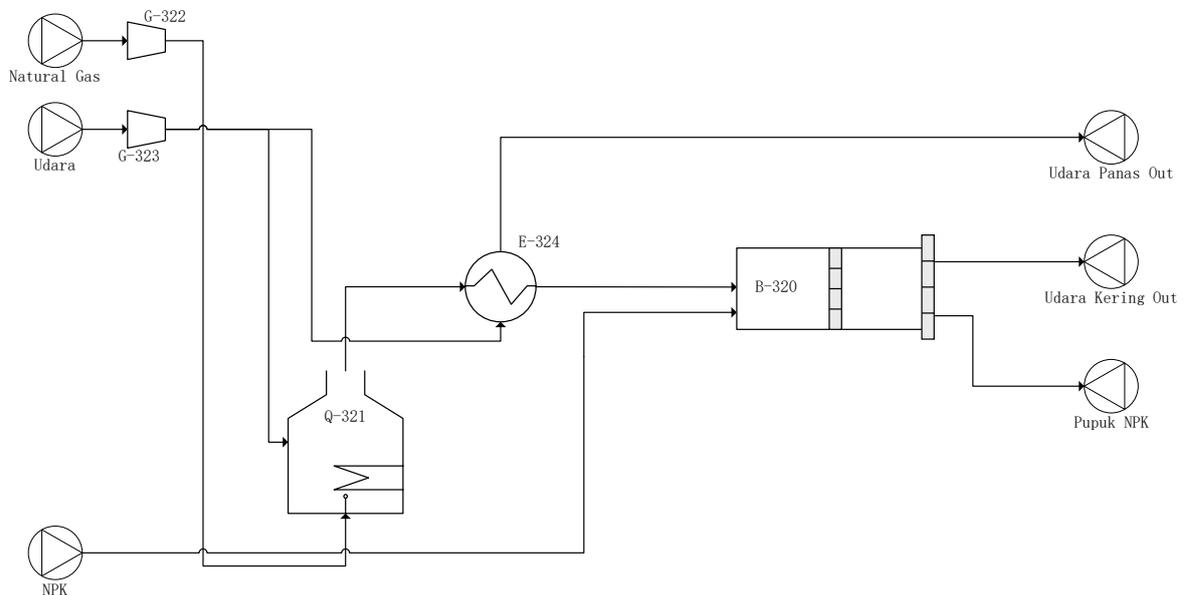
### 3.2.2 Peralatan yang Digunakan

Peralatan dan sistem yang digunakan dalam proyek akhir ini disimulasikan secara komprehensif menggunakan *software Aspen Plus V14*. Sebelum dilakukan pemodelan simulasi, proses terlebih dahulu digambarkan dalam bentuk diagram blok dan *process flow diagram* (PFD) untuk memberikan representasi visual alur bahan bakar dan udara menuju furnace hingga menghasilkan gas panas untuk *rotary dryer*. **Gambar 3.2** menyajikan diagram blok proses, yang menggambarkan tahapan utama dari sistem pembakaran hingga penyaluran gas panas ke *rotary dryer*.

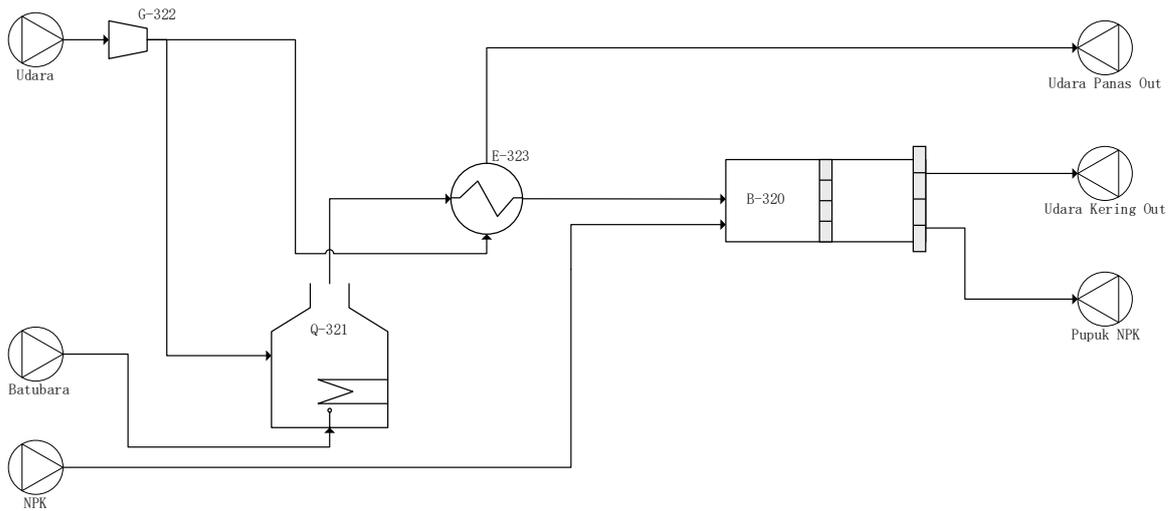


**Gambar 3.2** Blok Diagram Proses Pembakaran sampai Pengeringan

Selanjutnya, **Gambar 3.3** dan **Gambar 3.4** menunjukkan *Process Flow Diagram* (PFD) yang memuat detail hubungan antar peralatan, aliran proses, serta sistem pendukungnya secara lebih teknis.

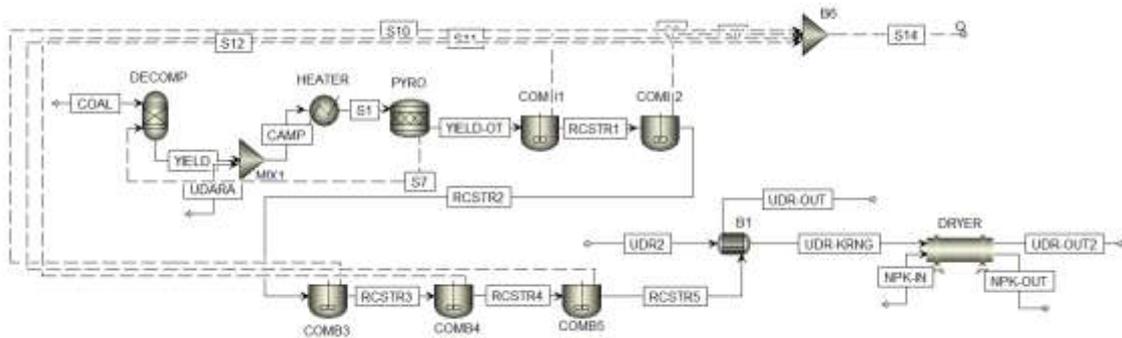


**Gambar 3.3** *Process Flow Diagram* Furnace Bahan Bakar Gas Alam

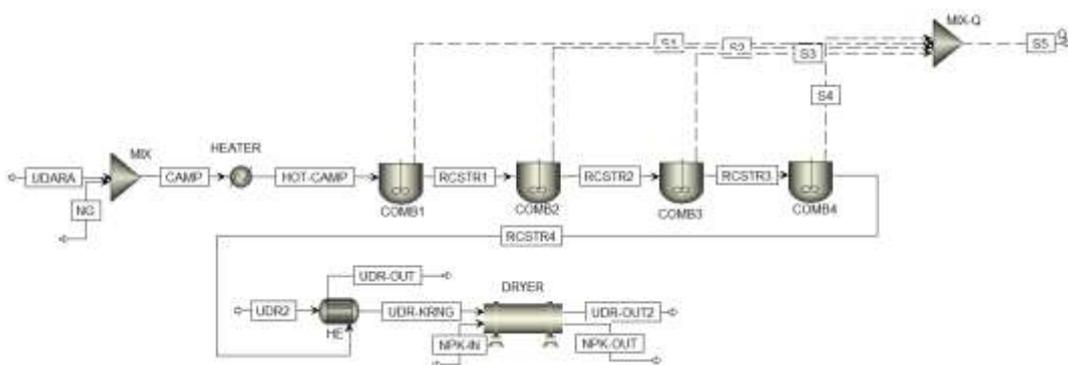


**Gambar 3.4** *Process Flow Diagram Furnace Bahan Bakar Batubara*

Setelah itu, model proses dikembangkan lebih lanjut dalam bentuk *flowsheet* simulasi di *Aspen Plus*, yang ditunjukkan pada gambar berikut:



**Gambar 3.5** *Flowsheet Proses Pembakaran Batu Bara Menggunakan Aspen Plus*



**Gambar 3.6** *Flowsheet Proses Pembakaran Gas Alam Menggunakan Aspen Plus*

Model yang digunakan pada setiap tahap pembakaran proses *Fuel Switching* tercantum dalam **Tabel 3.4** dibawah ini:

**Tabel 3.4** *Data Model Alat*

<b>Block ID</b>	<b>Model</b>	<b>Deskripsi</b>
<b>Dekomposisi</b>	RYield	Model reaktor yang digunakan untuk menggambarkan hasil dekomposisi awal batu bara berdasarkan data <i>proximate</i> dan

		<i>ultimate analysis</i> . Model ini memungkinkan pemisahan awal komponen feed non-konvensional menjadi bentuk yang bisa dikenali dalam sistem simulasi.
<b>Pyrolysis</b>	RStoic	Model reaktor yang digunakan untuk menggambarkan proses pirolisis, yaitu penguraian termal dari senyawa karbon tanpa kehadiran oksigen. Reaksi dalam unit ini didefinisikan secara stoikiometri berdasarkan literatur.
<b>Pembakaran</b>	RCSTR	Model reaktor kontinu dengan pengadukan sempurna yang digunakan untuk simulasi pembakaran batu bara dan gas alam. Digunakan untuk mencerminkan reaksi pembakaran yang berlangsung pada kondisi isothermal dan <i>steady-state</i> .
<b>Mixer</b>	<i>Mixer</i>	Digunakan untuk menggabungkan aliran batu bara dan gas alam yang telah melalui proses dekomposisi dengan udara pembakaran sebelum masuk ke reaktor.
<b>Heat Exchanger</b>	<i>Heater</i>	Komponen pemanas yang berfungsi menaikkan temperatur hasil dekomposisi agar sesuai dengan kebutuhan energi untuk memicu proses pirolisis selanjutnya.
<b>Heat Exchanger</b>	<i>HeatX</i>	Komponen pemanas yang berfungsi sebagai penukar panas antara gas hasil pembakaran dengan udara kering yang digunakan dalam proses pengeringan.
<b>Dryer</b>	<i>Rotary Dryer</i>	Model ini digunakan untuk mensimulasikan proses pengeringan padatan secara kontinu dan mencerminkan kondisi operasi pengeringan pada suhu tetap, dengan waktu tinggal tertentu dan geometri yang ditentukan, untuk menurunkan kadar air material hingga mencapai kelembaban setimbang.

### 3.3 Variabel Percobaan

#### 3.3.1 Variabel Tetap

Variabel tetap dalam proyek akhir ini meliputi tekanan dan temperatur operasi, yakni pembakaran batu bara pada tekanan 1 bar dengan rentang temperatur 1200-650°C di dalam *furnace*, serta proses pembakaran gas alam yang dilakukan pada tekanan vakum – 10 *inH<sub>2</sub>O* dan temperatur dengan rentang 1600-1200°C.

#### 3.3.2 Variabel Terikat

Variabel terikat yang diamati dalam proyek akhir ini mencakup emisi CO<sub>2</sub> yang dihasilkan dari proses pembakaran menggunakan batu bara dan gas alam, serta parameter tekno-ekonomi meliputi *Capital Expenditure* (CapEx), *Operational Expenditure* (OpEx), *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), dan *Payback Period*.

#### 3.3.3 Variabel Bebas

Variabel bebas dalam proyek akhir ini adalah konfigurasi proses pada sistem suplai energi untuk *furnace*, yang dibandingkan antara penggunaan batu bara dan gas alam.

### **3.4 Urutan Pelaksanaan Proyek Akhir**

#### **3.4.1 Identifikasi Permasalahan**

Industri pupuk kimia NPK di Indonesia masih bergantung pada batu bara sebagai sumber energi utama, yang menghasilkan emisi CO<sub>2</sub> tinggi serta polutan lain seperti SO<sub>x</sub> dan NO<sub>x</sub>. Dengan meningkatnya regulasi lingkungan dan target penurunan emisi dalam ENDC, industri perlu beralih ke energi yang lebih bersih, salah satunya gas alam yang memiliki emisi lebih rendah dan efisiensi lebih baik. Namun, *fuel switching* ini membutuhkan investasi besar serta perubahan operasional yang signifikan. Oleh karena itu, diperlukan analisis keekonomian untuk menilai kelayakan transisi ini, termasuk biaya investasi, operasional, serta dampak terhadap pengurangan emisi CO<sub>2</sub> guna mendukung dekarbonisasi industri.

#### **3.4.2 Studi Literatur**

Tahap ini dilakukan untuk mengkaji berbagai literatur yang relevan dan kredibel guna memperoleh pemahaman komprehensif terkait perancangan proses *fuel switching* dari batubara ke *natural gas* dalam sistem produksi pupuk kimia NPK. Studi literatur ini mencakup dua aspek utama, yaitu aspek teknis dan aspek lingkungan-ekonomi.

Dari sisi teknis, kajian difokuskan pada pengumpulan data desain proses pembakaran dan konfigurasi sistem perpindahan panas, termasuk karakteristik furnace, temperatur dan tekanan operasi, efisiensi termal. Data tersebut menjadi dasar dalam membangun model simulasi yang merepresentasikan kondisi nyata proses industri. Sementara itu, dari sisi lingkungan dan ekonomi, studi literatur digunakan untuk memahami potensi pengurangan emisi karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) yang dapat dicapai melalui substitusi bahan bakar, serta evaluasi keekonomian terhadap perubahan sistem energi. Kajian ini juga mencakup referensi metode analisis emisi dan biaya berdasarkan standar nasional maupun internasional, termasuk regulasi terkait dekarbonisasi industri dan efisiensi energi.

Hasil dari studi literatur ini berfungsi sebagai landasan dalam penentuan parameter simulasi, validasi model, serta sebagai acuan dalam proses interpretasi dan analisis hasil simulasi *fuel switching*.

#### **3.4.3 Penentuan Variabel**

Pada tahap ini dilakukan penetapan variabel-variabel penting yang digunakan dalam simulasi proses *fuel switching* menggunakan perangkat lunak *Aspen Plus*. Variabel yang digunakan diklasifikasikan menjadi tiga kelompok utama, yaitu variabel tetap, variabel bebas, dan variabel terikat.

Variabel tetap merupakan parameter yang nilainya ditentukan secara spesifik untuk masing-masing sistem pembakaran. Pada sistem berbasis batubara, temperatur dan tekanan operasi ditetapkan berdasarkan data aktual dari kondisi operasional di lapangan. Sedangkan pada sistem berbasis gas alam (*natural gas*), nilai temperatur dan tekanan disesuaikan berdasarkan referensi desain teknis yang umum digunakan dalam proses pembakaran gas alam. Penetapan variabel ini bertujuan untuk menjaga kestabilan simulasi serta merepresentasikan kondisi nyata masing-masing sistem.

Variabel bebas merupakan konfigurasi proses yang divariasikan dalam simulasi untuk melihat pengaruhnya terhadap performa sistem. Dalam proyek akhir ini, variabel bebas meliputi jenis bahan bakar yang digunakan (batubara atau gas alam), dan tipe burner yang digunakan. Sedangkan variabel terikat adalah hasil atau keluaran simulasi yang bergantung

pada konfigurasi proses yang digunakan. Variabel ini meliputi emisi gas karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) yang dihasilkan serta parameter-parameter ekonomi seperti konsumsi energi dan estimasi biaya operasional. Ketiga jenis variabel ini menjadi dasar dalam analisis performa teknis dan keekonomian sistem *fuel switching*.

#### 3.4.4 Pengumpulan Data Primer

Sebelum melakukan simulasi dengan menggunakan *software Aspen Plus*, adapun hal yang perlu dilakukan adalah mengidentifikasi proses produksi dari segi teknik kimia, sehingga untuk melaksanakannya diperlukan data – data dan dokumen yang mendukung. Adapun data – data primer yang dibutuhkan dalam pelaksanaan proyek akhir ini diantaranya adalah kebutuhan jumlah batu bara dan juga *natural gas*, *process flow diagram* (PFD) industri pupuk kimia NPK, *piping diagram and instrumentation* (P&ID) industri pupuk kimia NPK.

#### 3.4.5 Simulasi Menggunakan *Aspen Plus*

Pada tahap ini, dilakukan simulasi proses menggunakan perangkat lunak *Aspen Plus* yang bertujuan untuk memodelkan sistem pembakaran dalam *furnace*, menganalisis keseimbangan massa dan energi, serta menghitung emisi CO<sub>2</sub> yang dihasilkan. Hasil dari simulasi ini akan menjadi dasar dalam menilai efisiensi energi, biaya operasional, serta dampak lingkungan, sehingga dapat memberikan rekomendasi optimal bagi industri dalam meningkatkan performa sistem energi yang lebih berkelanjutan.

##### 3.4.5.1 Tahapan Proses

###### 1. Unit Pembakaran

Unit pembakaran merupakan bagian utama dalam sistem konversi energi termal, di mana reaksi antara bahan bakar dan oksigen berlangsung untuk menghasilkan panas yang digunakan selama proses produksi. Dalam studi ini, bahan bakar yang digunakan mencakup batu bara dan gas alam. Proses ini dimodelkan dalam *Aspen Plus V14* menggunakan pendekatan berbasis kinetika reaksi dengan unit reaktor berurutan, yaitu RYield, RStoic, dan RCSTR, yang mewakili tahapan dekomposisi, reaksi pembakaran stoikiometrik, hingga reaksi kompleks berbasis kinetika.

Pada simulasi bahan bakar padat seperti batu bara, proses pembakaran yang berlangsung terdiri dari beberapa tahapan, tahapan awal dilakukan dalam reaktor RYield yang berfungsi untuk mengkonversi padatan menjadi komponen volatil berdasarkan data *Proximate* dan *Ultimate Analysis*. Produk volatil yang dihasilkan kemudian masuk ke dalam reaktor RStoic, tempat berlangsungnya reaksi stoikiometrik antara senyawa hidrokarbon volatil dan oksigen. Tahap akhir simulasi dilakukan di reaktor RCSTR, yang memodelkan reaksi pembakaran secara kinetik berdasarkan konstanta laju reaksi dan energi aktivasi dari masing-masing komponen menggunakan model Arrhenius.

$$K = A \times e^{-\left(\frac{E_a}{RT}\right)} \quad (5)$$

Dimana :

K : Konstanta laju reaksi

A : *Pre exponential factor*

E<sub>a</sub> : Energi aktivasi (J/mol)

R : Konstanta gas universal (8,314 J/mol.K)

T : Temperatur  
e : Basis logaritma natural

Pemodelan kinetika reaksi merupakan metode yang diperlukan dalam mensimulasikan *design* burner, terutama untuk mengevaluasi dampak perubahan bahan bakar terhadap kinerja sistem pembakaran. Model pendekatan kinetika mempertimbangkan dinamika laju reaksi aktual yang dipengaruhi oleh suhu, konsentrasi reaktan, dan karakteristik bahan bakar yang ditentukan berdasarkan data referensi dari literatur dan jurnal ilmiah. Dengan demikian, pendekatan ini dapat memberikan representasi yang lebih realistis dari fenomena pembakaran yang kompleks secara lebih akurat. Reaksi yang terjadi dalam proses pembakaran batu bara ditunjukkan pada **Tabel 3.5** yang menunjukkan kinetika proses dengan perubahan temperatur akan mempengaruhi laju reaksi yang terjadi selama proses pembakaran beserta komposisi *flue gas* yang dihasilkan.

**Tabel 3.5** Reaksi Pembakaran Batubara

Reaksi		Laju Reaksi ( $\frac{mol}{m^3 \cdot s}$ )
C + O <sub>2</sub>	→ CO <sub>2</sub>	$r = N_{char,i} \pi d_{e, char}^2 k_1 C_{CO_2}$
CO + 0,5 O <sub>2</sub>	→ CO <sub>2</sub>	$r = 1,9 \times 10^6 \exp\left(-\frac{8056}{T}\right) C_{CO}^1 C_{O_2}^{0,3} C_{H_2O}^{0,5}$
CH <sub>4</sub> + 1,5 O <sub>2</sub>	→ CO + 2H <sub>2</sub> O	$r = 1,585 \times 10^{10} \exp\left(-\frac{24,157}{T}\right) C_{CH_4}^{0,7} C_{O_2}^{0,8}$
H <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→ H <sub>2</sub> O	$r = 1,63 \times 10^9 T^{1,5} \exp\left(-\frac{3240}{T}\right) C_{O_2}^1 C_{H_2}^{1,5}$
NH <sub>3</sub> + 1,25 O <sub>2</sub>	→ NO + 1,5 H <sub>2</sub> O	$r = \frac{3,38 \times 10^7 \exp\left(-\frac{10000}{T}\right) C_{NH_3} C_{O_2}}{C_{O_2} + K_{I_6}}$
NH <sub>3</sub> + 0,75 O <sub>2</sub>	→ 0,5 N <sub>2</sub> + 1,5 H <sub>2</sub> O	$r = \frac{3,38 \times 10^7 \exp\left(-\frac{10000}{T}\right) C_{NH_3} C_{O_2}}{C_{O_2} + K_{I_7}}$
HCN + 0,75 O <sub>2</sub>	→ 0,5 H <sub>2</sub> + CO + 0,5 N <sub>2</sub> O	$r = 2,14 \times 10^5 \exp\left(-\frac{10000}{T}\right) C_{HCN}^1 C_{O_2}^1$
0,5 N <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→ NO	$r = 3 \times 10^{14} \exp\left(-\frac{65300}{T}\right) C_{N_2}^1 C_{O_2}^{0,5}$
NO + C	→ CO + 0,5 N <sub>2</sub>	$r = N_{char,i} \pi d_{e, char}^2 5,85 \times 10^7 \exp\left(-\frac{12000}{T}\right) C_{NO}$
NO + CO	→ CO <sub>2</sub> + 0,5 N <sub>2</sub>	$r = 1,952 \times 10^{10} \exp\left(-\frac{19000}{T}\right) \left(\frac{K_{I} C_{NO} (K_{II} C_{CO} + K_{III})}{K_{I} C_{NO} + K_{II} C_{CO} + K_{III}}\right)$
N <sub>2</sub> O + C	→ CO + N <sub>2</sub>	$r = N_{char,i} \pi d_{e, char}^2 2,9 \times 10^9 \exp\left(-\frac{16,983}{T}\right) C_{N_2O}$
N <sub>2</sub> O + CO	→ CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>	$r = 5,01 \times 10^{13} \exp\left(-\frac{5292}{T}\right) C_{N_2O}^1 C_{CO}^1$

**Tabel 3.6** Kinetika Reaksi Proses Pirolisis pada Temperatur 1200°C

Reaksi		Kinetika Reaksi		
		A (s-1)	Ea (J/mol)	K
C + O <sub>2</sub>	→ CO <sub>2</sub>	452,744	1,4947 x 10 <sup>8</sup>	9244
CO + 0,5 O <sub>2</sub>	→ CO <sub>2</sub>	1,9 x 10 <sup>6</sup>	8056	9,84 x 10 <sup>5</sup>
CH <sub>4</sub> + 1,5 O <sub>2</sub>	→ CO + 2H <sub>2</sub> O	1,585 x 10 <sup>10</sup>	35859	5,35 x 10 <sup>6</sup>
H <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→ H <sub>2</sub> O	1,63 x 10 <sup>9</sup>	3240	1,25 x 10 <sup>9</sup>
NH <sub>3</sub> + 1,25 O <sub>2</sub>	→ NO + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	1,49 x 10 <sup>7</sup>

$\text{NH}_3 + 0,75 \text{ O}_2 \rightarrow$	$0,5 \text{ N}_2 + 1,5 \text{ H}_2\text{O}$	$3,38 \times 10^7$	10000	$1,49 \times 10^7$
$\text{HCN} + 0,75 \text{ O}_2 \rightarrow$	$0,5 \text{ H}_2 + \text{CO} + 0,5 \text{ N}_2\text{O}$	$2,14 \times 10^5$	10000	$9,46 \times 10^4$
$0,5 \text{ N}_2 + 0,5 \text{ O}_2 \rightarrow$	$\text{NO}$	$3 \times 10^{14}$	150000	$4,80 \times 10^3$
$\text{NO} + \text{C} \rightarrow$	$\text{CO} + 0,5 \text{ N}_2$	$5,85 \times 10^7$	12000	$2,20 \times 10^7$
$\text{NO} + \text{CO} \rightarrow$	$\text{CO}_2 + 0,5 \text{ N}_2$	$1,952 \times 10^{10}$	19000	$4,14 \times 10^9$
$\text{N}_2\text{O} + \text{C} \rightarrow$	$\text{CO} + \text{N}_2$	$2,9 \times 10^9$	40000	$3,82 \times 10^6$
$\text{N}_2\text{O} + \text{CO} \rightarrow$	$\text{CO}_2 + \text{N}_2$	$5,01 \times 10^{13}$	5292	$3,25 \times 10^{13}$

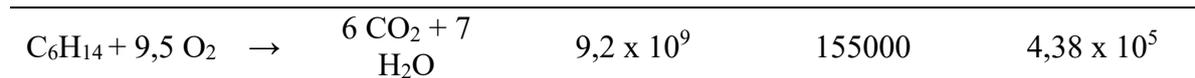
Sementara itu untuk proses pembakaran *natural gas* yang digunakan sebagai bahan bakar alternatif, simulasi tidak memerlukan tahap dekomposisi karena komponennya berupa senyawa ringan seperti metana ( $\text{CH}_4$ ), etana ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), hingga pentana ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ ) yang langsung direaksikan dengan oksigen di dalam reaktor RCSTR. Reaksi utama yang terjadi pada pembakaran *natural Gas*, khususnya metana sebagai komponen dominan, menghasilkan karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ) dan uap air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) secara efisien dengan laju reaksi yang tinggi, sebagai produk utama dengan jejak emisi seperti CO dan  $\text{NO}_x$  yang bergantung pada kondisi suhu dan waktu tinggal dalam reaktor. Perbedaan karakteristik reaksi pembakaran yang ditunjukkan dalam **Tabel 3.7** reaksi inilah yang menjadi dasar dalam mengevaluasi performa termal dan efisiensi masing-masing bahan bakar dalam simulasi sistem pembakaran.

**Tabel 3.7** Reaksi Pembakaran Natural Gas

Reaksi	Laju Reaksi $\left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \cdot \text{s}}\right)$
$\text{CH}_4 + 2 \text{ O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$	$r = 1,3 \times 10^8 \exp\left(-\frac{47797}{T}\right)$
$\text{CH}_4 + 0,5 \text{ O}_2 \rightarrow \text{CO} + 2 \text{ H}_2$	$r = 5 \times 10^5 \exp\left(-\frac{20000}{T}\right)$
$\text{C}_2\text{H}_6 + 3,5 \text{ O}_2 \rightarrow 2 \text{ CO}_2 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	$r = 2,5 \times 10^9 \exp\left(-\frac{134000}{T}\right)$
$\text{C}_3\text{H}_8 + 5 \text{ O}_2 \rightarrow 3 \text{ CO}_2 + 4 \text{ H}_2\text{O}$	$r = 1,3 \times 10^9 \exp\left(-\frac{150000}{T}\right)$
$\text{C}_4\text{H}_{10} + 6,5 \text{ O}_2 \rightarrow 4 \text{ CO}_2 + 5 \text{ H}_2\text{O}$	$r = 6,5 \times 10^9 \exp\left(-\frac{125000}{T}\right)$
$\text{C}_5\text{H}_{12} + 8 \text{ O}_2 \rightarrow 5 \text{ CO}_2 + 6 \text{ H}_2\text{O}$	$r = 8 \times 10^9 \exp\left(-\frac{135000}{T}\right)$
$\text{C}_6\text{H}_{14} + 9,5 \text{ O}_2 \rightarrow 6 \text{ CO}_2 + 7 \text{ H}_2\text{O}$	$r = 9,2 \times 10^9 \exp\left(-\frac{155000}{T}\right)$

**Tabel 3.8** Kinetika Reaksi Proses Pirolisis pada Temperatur 1600°C

Reaksi	Kinetika Reaksi		
	A (s-1)	Ea (J/mol)	K
$\text{CH}_4 + 2 \text{ O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$	$1,3 \times 10^8$	47797	$6,04 \times 10^6$
$\text{CH}_4 + 0,5 \text{ O}_2 \rightarrow \text{CO} + 2 \text{ H}_2$	$5 \times 10^6$	20000	$1,38 \times 10^6$
$\text{C}_2\text{H}_6 + 3,5 \text{ O}_2 \rightarrow 2 \text{ CO}_2 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	$2,5 \times 10^9$	134000	$4,58 \times 10^5$
$\text{C}_3\text{H}_8 + 5 \text{ O}_2 \rightarrow 3 \text{ CO}_2 + 4 \text{ H}_2\text{O}$	$1,3 \times 10^9$	150000	$8,53 \times 10^4$
$\text{C}_4\text{H}_{10} + 6,5 \text{ O}_2 \rightarrow 4 \text{ CO}_2 + 5 \text{ H}_2\text{O}$	$6,5 \times 10^9$	125000	$2,12 \times 10^6$
$\text{C}_5\text{H}_{12} + 8 \text{ O}_2 \rightarrow 5 \text{ CO}_2 + 6 \text{ H}_2\text{O}$	$8 \times 10^9$	135000	$1,38 \times 10^6$



Pada **Tabel 3.6** dan **Tabel 3.8** menunjukkan nilai energi aktivasi dan *pre-exponential factor* yang dibutuhkan dalam perhitungan konstanta laju reaksi yang didapat dari (Rabea et al, 2022). Pada jurnal tersebut dilakukan proses pembakaran dengan suhu 1473 K. Selain itu perhitungan laju reaksi didapatkan dari jurnal milik (B. Liu et al., 2012), (Z. Liu et al., 2023) yang melakukan proses pembakaran dengan reaksi yang sama.

## 2. Unit Pengeringan

Unit pengeringan dalam simulasi ini dimodelkan sebagai tahapan penting dalam proses produksi pupuk NPK yang bertujuan untuk menurunkan kadar air produk pascagranulasi agar sesuai dengan spesifikasi mutu. Dalam pemodelan menggunakan perangkat lunak *Aspen Plus V14*, unit pengering tidak direpresentasikan secara detail berdasarkan mekanisme perpindahan massa dan panas, melainkan menggunakan pendekatan makroskopik berbasis keseimbangan energi. Proses pengeringan diasumsikan terjadi melalui kontak langsung antara butiran pupuk yang masih basah dengan udara panas kering yang berasal dari hasil pembakaran bahan bakar (batu bara, gas alam). Parameter input utama dalam simulasi ini meliputi laju alir massa pupuk masuk ke dalam *dryer*, suhu material masuk dan keluar, kapasitas panas spesifik ( $C_p$ ), serta suhu dan debit udara panas sebagai media pengering. Energi yang diperlukan untuk proses pengeringan dihitung berdasarkan perubahan entalpi material akibat penurunan kadar air.

Hasil dari simulasi ini memungkinkan dilakukan evaluasi terhadap performa termal masing-masing bahan bakar yang digunakan, serta memberikan gambaran awal mengenai efektivitas pengeringan setelah proses granulasi apabila dilakukan transisi energi melalui *fuel switching*.

### 3.4.5.2 Prosedur Simulasi

Pada tahap ini, dilakukan simulasi proses menggunakan perangkat lunak *Aspen Plus* untuk mengevaluasi emisi  $CO_2$  dan biaya operasi pada penggunaan energi di *furnace* menggunakan batu bara dengan kondisi proses yang sudah ada dan juga menggunakan gas alam sebagai *supply* energi panas dengan kondisi proses yang sudah ada. Simulasi ini bertujuan untuk memodelkan sistem pembakaran dalam *furnace*, menganalisis keseimbangan massa dan energi, serta menghitung emisi  $CO_2$  yang dihasilkan. Hasil dari simulasi ini akan menjadi dasar dalam menilai efisiensi energi, biaya operasional, serta dampak lingkungan, sehingga dapat memberikan rekomendasi optimal bagi industri dalam meningkatkan performa sistem energi yang lebih berkelanjutan.

Simulasi menggunakan perangkat lunak *Aspen Plus* dilakukan untuk dua konfigurasi proses, yaitu pembakaran batu bara, dan pembakaran gas alam. Pada konfigurasi batu bara, digunakan reaktor RYield untuk merepresentasikan proses dekomposisi komponen nonkonvensional (*coal*) menjadi komponen konvensional seperti C,  $CH_4$ ,  $H_2$ , dan  $CO_2$ , yang kemudian dilanjutkan ke reaktor RStoic dan RCSTR untuk mensimulasikan proses pembakaran secara berurutan. Sementara itu, simulasi pembakaran gas alam dilakukan langsung menggunakan reaktor RCSTR.

Keberhasilan simulasi pembakaran batu bara ditentukan berdasarkan kesesuaian antara nilai emisi  $CO_2$  yang dihasilkan serta output panas dari simulasi dengan data kondisi

aktual di lapangan. Sedangkan untuk keberhasilan simulasi pembakaran gas alam ditinjau dari keseimbangan massa dan energi yang tercapai, serta kesesuaian nilai panas dan emisi CO<sub>2</sub> yang dihasilkan dengan data teoritis dan perhitungan stoikiometri pembakaran.

Simulasi *Aspen Plus* dimulai dengan menentukan tujuan dan mengumpulkan data, kemudian membangun model proses dengan unit operasi yang sesuai dan menghubungkannya dalam *flowsheet*. Prosedur simulasi untuk proses pembakaran batu bara yang dilakukan dalam *Aspen Plus* menggunakan metode sebagai berikut:

### 3.4.5.2.1 Prosedur Simulasi Batubara

#### 3.4.5.2.1.1 Tahap Pemilihan Komponen

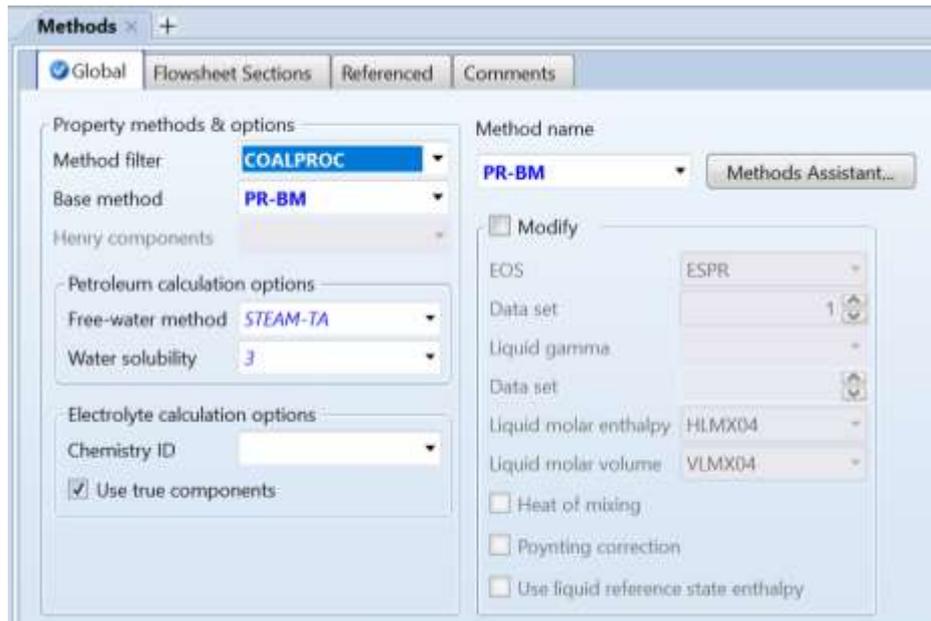
Setelah membuka *software Aspen Plus*, langkah pertama yaitu memilih *New Simulation*. Selanjutnya akan muncul tahap pemilihan komponen, kemudian masukkan komponen “COAL” dan “ASH” untuk batu bara sebagai tipe *Nonconventional*, komponen C dengan tipe solid untuk batu bara serta komponen CO, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, S, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, Cl<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> sebagai tipe *Conventional* untuk simulasi batu bara. Untuk kolom *Component name* dan kolom *Alias* akan otomatis terisi oleh *aspen*.

Component ID	Type	Component name	Alias	CAS number
COAL	Nonconventional			
C	Solid	CARBON-GRAPHITE	C	7440-44-0
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2	124-38-9
N2	Conventional	NITROGEN	N2	7727-37-9
S	Conventional	SULFUR	S	7704-34-9
H2	Conventional	HYDROGEN	H2	1333-74-0
H2O	Conventional	WATER	H2O	7732-18-5
CL2	Conventional	CHLORINE	CL2	7782-50-5
O2	Conventional	OXYGEN	O2	7782-44-7
SO2	Conventional	SULFUR-DIOXIDE	O2S	7446-09-5
ASH	Nonconventional			
CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO	630-06-0
CH4	Conventional	METHANE	CH4	74-82-8

#### 3.4.5.2.1.2 Pemilihan Base Method

Dalam pemilihan *Base Method* pilih “*Method Filter*” dengan “*COALPROC*” hal ini dikarenakan metode “*COALPROC*” dirancang khusus untuk menangani material nonkonvensional seperti batubara yang tidak memiliki rumus kimia tetap, serta mampu memproses data *ultimate* dan *proximate analysis*, distribusi ukuran partikel, dan reaksi termal kompleks seperti dekomposisi dan pembakaran. Sedangkan untuk “*Base Method*” dan “*Method name*” digunakan “PR-BM (*Peng-Robinson Boston-Mathias*)” karena metode ini karena metode ini mampu menangani campuran gas hasil pembakaran, termasuk uap air, CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, dan senyawa hidrokarbon lain dalam kondisi suhu dan tekanan tinggi. PR-BM juga memberikan perhitungan sifat termodinamika yang lebih stabil dan akurat terutama saat melibatkan komponen ringan dan berat secara bersamaan.

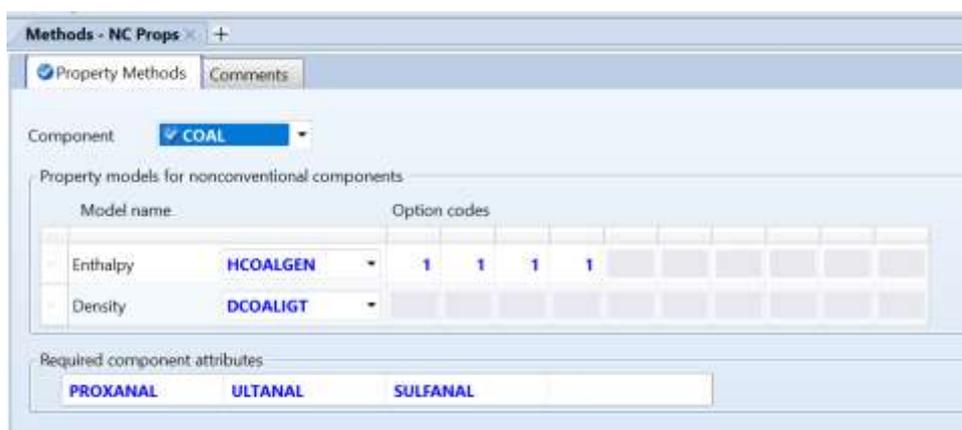
Pada “*Petroleum calculation options*” pilih “*STEAM-TA*” sebagai “*Free-water method*” dengan “*Water Solubility*” yaitu 3. Kemudian centang kotak pada pilihan “*Use true components*”.



### 3.4.5.2.1.3 Pemilihan metode NC Props

*Methods NC Props* pada *Aspen Plus* digunakan untuk menangani komponen *non-conventional* (NC). Maka, pilih *Componen* yaitu “*COAL*,” dan *ASH*” kemudian untuk “*enthalpy*” pilih “*HCOALGEN*” dan “*density*” pilih “*DCOALIGT*” untuk masing masing komponen. *HCOALGEN* (*Enthalpy of Coal Generalized*) merupakan *property* termodinamika yang digunakan untuk memperkirakan entalpi komposisi unsur batubara, misalnya, karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen, sulfur (Ralph Schefflan, 2016).

Sedangkan untuk “*DCOALIGHT*” (*Density of Coal in Light Phase*) digunakan untuk menghitung laju aliran massa dan volume gas yang dihasilkan. “*DCOALIGT*” digunakan dalam simulasi *Aspen Plus* ketika bekerja dengan proses yang melibatkan batubara dalam fasa ringan. Ini adalah properti penting untuk menghitung laju aliran massa dan volume gas yang mengandung partikel Batubara (*Aspen Plus Documentation*). Untuk “*Required components attributes*” akan otomatis berubah saat memilih nama model yang digunakan.

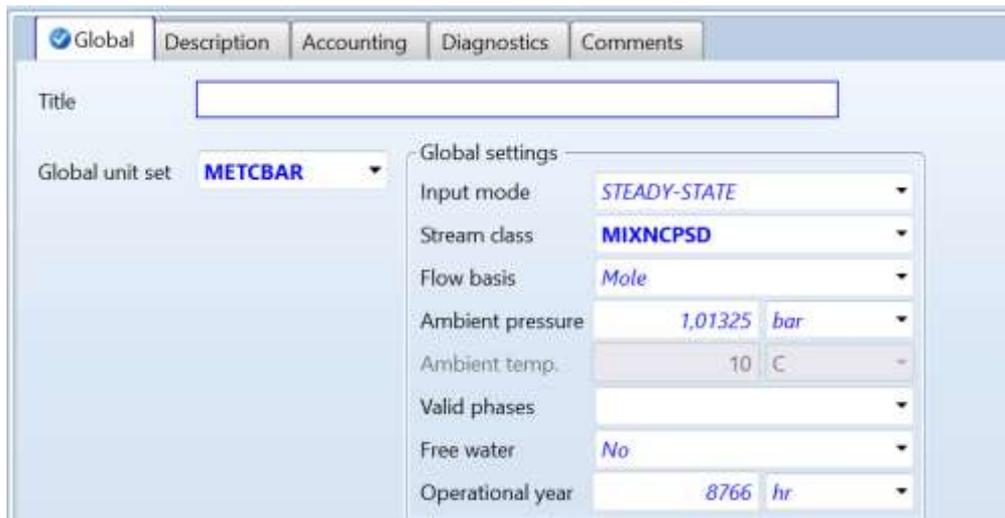


### 3.4.5.2.1.4 Pemilihan Stream Class

Pada “*Global unit set*” dipilih “*METCBAR*”. *Global Unit Set “METCBAR”* pada *Aspen Plus* adalah singkatan dari *Metric Engineering Bar*. *METCBAR* adalah salah satu set satuan yang telah ditentukan sebelumnya dalam *Aspen Plus* yang menggunakan sistem metrik

dengan tekanan dasar bar. Pada “*global settings*” memilih *input mode* yaitu “*STEADY STATE*”. Kondisi *steady state* adalah kondisi di mana variabel-variabel proses seperti suhu, tekanan, laju alir, dan komposisi tidak berubah terhadap waktu.

Selanjutnya, memilih “*MIXNCPSD*” pada “*Stream class*”. *MIXNCPSD* pada *Aspen Plus* digunakan untuk merepresentasikan aliran yang mengandung campuran komponen konvensional dan non-konvensional (NC). Pada pilihan “*Flow basis*” memasukkan “*mole*” dengan “*ambient pressure*” akan otomatis terisi. Lalu, “*operational year*” diisi berdasarkan perkiraan proses berjalan selama satu tahun yaitu 24 jam dikali 365 hari yaitu 8766 jam.

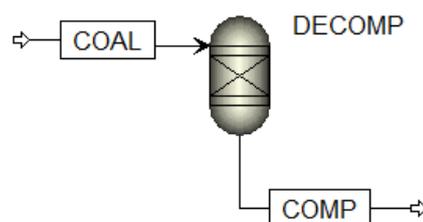


#### 3.4.5.2.1.5 Proses Pembuatan *Flowsheet*

Pembuatan *flowsheet* pada *Aspen Plus* adalah langkah awal yang penting dalam simulasi proses. *Flowsheet* ini merupakan representasi grafis dari proses yang ingin disimulasikan, termasuk unit operasi, aliran material, dan kondisi operasi. Berikut adalah langkah-langkah umum dalam membuat *flowsheet* proses pembakaran batu bara pada *software Aspen Plus*:

1. Pemilihan Ryield untuk proses dekomposisi

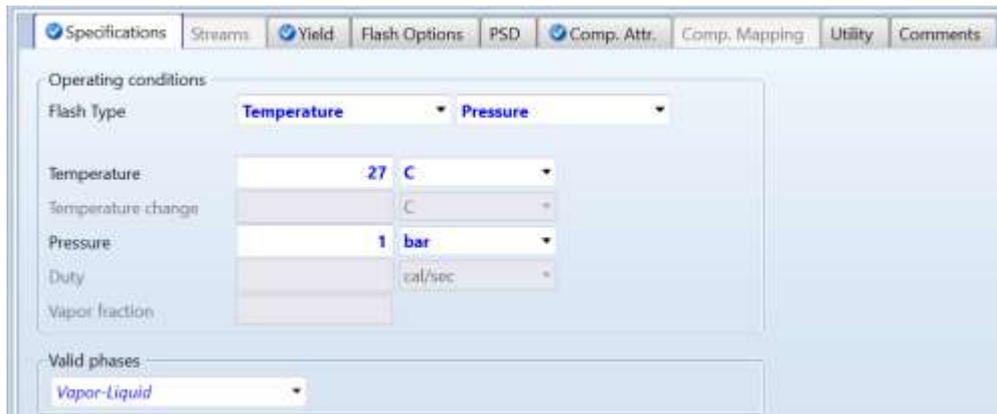
Memilih reaktor “Ryield” untuk menggambarkan proses dekomposisi awal dari batubara. RYield digunakan karena reaktor ini mampu menguraikan komponen non-konvensional seperti batubara menjadi komponen konvensional berdasarkan data komposisi (*yield*) tanpa perlu mendefinisikan reaksi kimia secara detail. Tahapan ini penting agar unsur-unsur hasil dekomposisi seperti karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen, sulfur, dan abu bisa dikenali dan diproses lebih lanjut di reaktor kimia berikutnya.



Saat reaktor Ryield diklik, maka akan muncul tampilan *specifications* seperti dibawah ini :

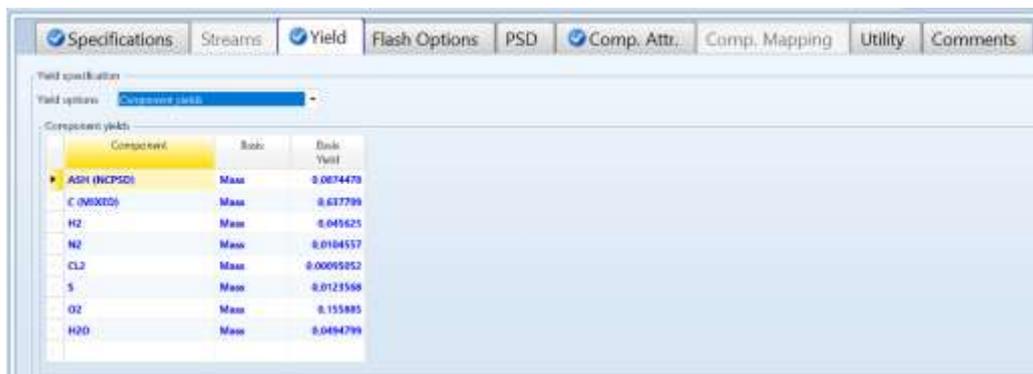
– Spesifikasi Alat

Selanjutnya menginput spesifikasi alat berupa kondisi operasi. Dalam *Aspen Plus*, "*Flash Type*" pada bagian "*Operating Conditions*" digunakan untuk menentukan jenis perhitungan *flash* yang akan dilakukan pada unit operasi *flash*. Maka memilih *Temperature* dan *Pressure* pada "*Flash Type*". Temperatur pada proses dekomposisi yaitu 27 dengan satuan derajat Celsius serta *pressure* yaitu 1 bar. "*Valid phases*" dipilih *vapor liquid* karena pada proses ini fasa yang terjadi yaitu *vapor* atau gas dan *liquid* atau cair.



– Spesifikasi Yield

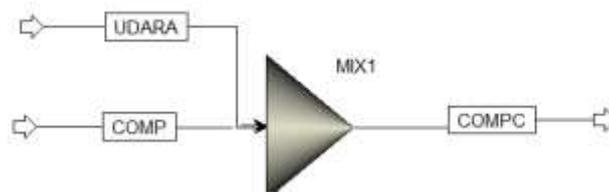
Setelah itu, memasukkan spesifikasi *yield* yang telah didapat dari data *proximate analysis* dan *ultimate analysis* seperti pada **Tabel 3.1** dan **Tabel 3.2**. Basis yang digunakan yaitu "*Mass*". "*Basis Yield*" dari Komponen H<sub>2</sub>O diambil melalui data *proximate* yaitu *moisture*.



2. Pemilihan *Mixer* untuk menggabungkan komponen *coal* dengan udara

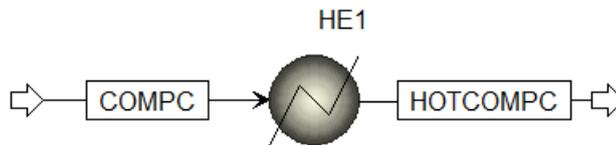
Pada simulasi proses pembakaran batubara, unit *Mixer* digunakan untuk menggabungkan aliran batubara yang telah terdekomposisi dengan aliran udara sebagai oksidator. Pemilihan *Mixer* dilakukan karena unit ini berfungsi untuk menyatukan dua atau lebih aliran tanpa reaksi kimia, sehingga sesuai digunakan sebelum memasuki reaktor pembakaran.

Penggabungan ini bertujuan agar distribusi komponen yang masuk ke reaktor pembakaran (Rstoic) sudah tercampur secara merata, baik dari segi jumlah maupun komposisinya. Dengan begitu, proses pembakaran dapat berjalan lebih stabil dan simulasi menghasilkan output yang lebih representatif.



3. Pemilihan *Exchanger* untuk menaikkan temperatur dari dekomposisi

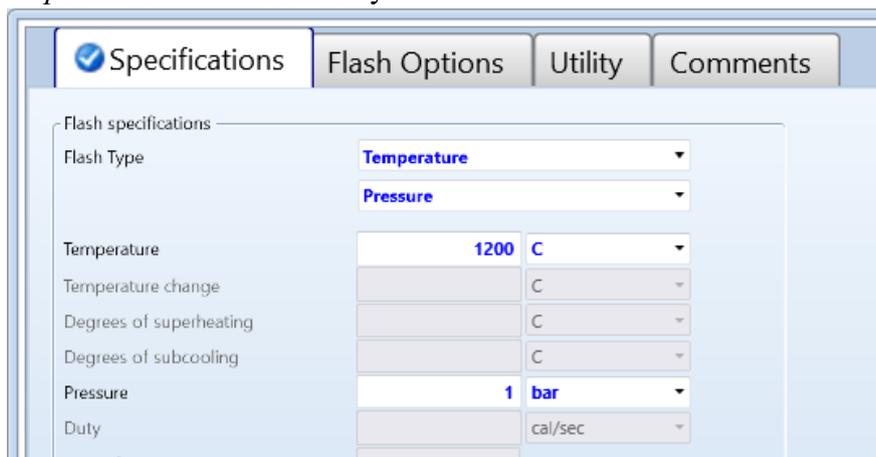
Setelah proses dekomposisi batubara dilakukan di reaktor RYield, aliran hasil dekomposisi dialirkan ke unit *Exchanger* untuk meningkatkan temperaturnya sebelum memasuki tahap pirolisis. Pemilihan *Exchanger* ini dilakukan karena proses pirolisis membutuhkan temperatur yang lebih tinggi agar reaksi termal dapat berlangsung secara optimal. *Exchanger* berfungsi sebagai alat pemanas tanpa reaksi, sehingga hanya menaikkan suhu aliran berdasarkan kebutuhan proses. Dengan menaikkan temperatur secara terkontrol, tahapan pirolisis selanjutnya dapat berjalan lebih efisien, serta meminimalkan ketidaksesuaian temperatur yang bisa memengaruhi hasil simulasi.



Selanjutnya, menekan model HE untuk menentukan spesifikasi alat

– Spesifikasi Alat

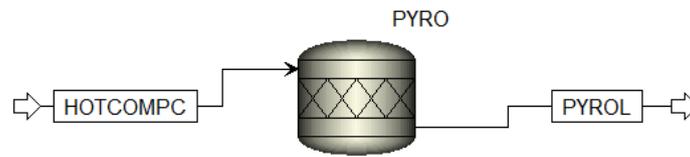
Setelah dipilih model *Exchanger* maka *specifications* seperti dibawah ini akan terbuka. Karena perlu adanya perubahan temperatur maka memilih temperatur dan pressure pada kolom *drop down* “*Flash Type*”. Memasukkan “*Temperature*” pada 1200°C untuk menaikkan *temperature* dan “*Pressure*” yaitu 1 bar.



4. Pemilihan RStoic untuk proses pirolisis

Pada tahap pirolisis dalam simulasi pembakaran batubara, digunakan reaktor tipe RStoic untuk merepresentasikan reaksi kimia yang terjadi. RStoic dipilih karena reaktor ini memungkinkan untuk mendefinisikan reaksi secara eksplisit berdasarkan stoikiometri yang diketahui, serta dapat mengatur konversi reaktan sesuai dengan kebutuhan proses.

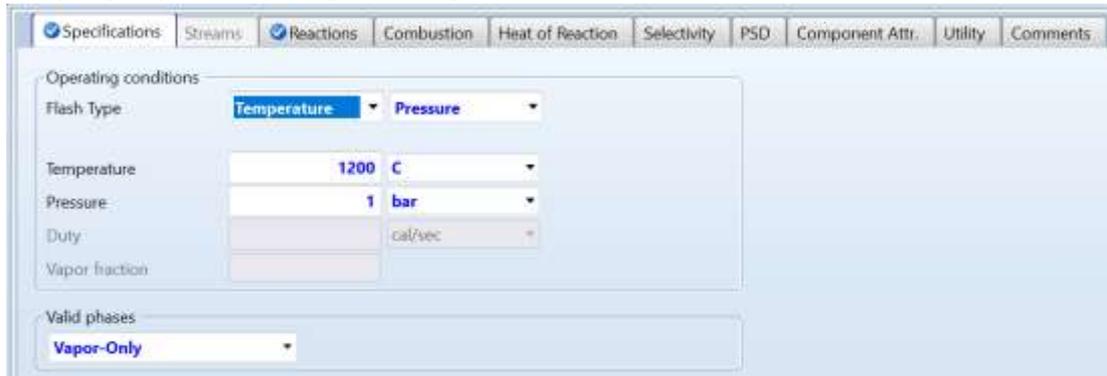
Penggunaan RStoic pada tahap ini bertujuan untuk menggambarkan proses pirolisis dengan mengubah senyawa hasil dekomposisi menjadi gas-gas hasil pirolisis seperti CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, dan komponen volatil lainnya.



Saat reaktor RStoic diklik, maka akan tampil *specifications* seperti di bawah ini.

– Spesifikasi Alat

Selanjutnya menginput spesifikasi alat berupa kondisi operasi. Dalam *Aspen Plus*, "Flash Type" pada bagian "Operating Conditions" digunakan untuk menentukan jenis perhitungan *flash* yang akan dilakukan pada unit operasi *flash*. Maka memilih *Temperature* dan *Pressure* pada "Flash Type". Temperatur pada proses pirolisis yaitu 1200 dengan satuan derajat Celsius serta *pressure* yaitu 1 bar. "Valid phases" dipilih *vapor only* karena pada proses ini fasa yang terjadi hanya *vapor* atau gas.



- Reaksi yang terjadi

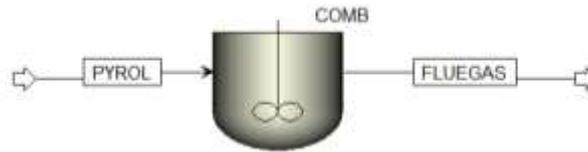
Memasukkan reaksi stoikiometri yang terjadi pada proses pirolisis di RStoic seperti yang terlihat pada gambar dibawah ini dengan "Fractional conversion" seperti pada data.

Reactions	Reaction No.	Specification type	Mole extent	Units	Fractional conversion	Fractional Conversion of Component	Stoichiometry
1	1	Frac conversion		kmol/hr	0,1984 C		CMX(E) + 2 H2 -> CH4(MX(E))
2	2	Frac conversion		kmol/hr	0,0637 C		CMX(E) + O2 -> CO2(MX(E))
3	3	Frac conversion		kmol/hr	0,1851 C		CMX(E) + 0,5 O2 -> CO(MX(E))
4	4	Frac conversion		kmol/hr	0,0382 H2		N2 + 3 H2 -> 2 NH3(MX(E))
5	5	Frac conversion		kmol/hr	0,01 H2		CMX(E) + 0,5 N2 + 0,5 H2 -> HCN(MX(E))

5. Pemilihan RCSTR untuk pembakaran

Setelah tahap pirolisis, hasil gas kemudian dialirkan ke reaktor RCSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) untuk merepresentasikan proses pembakaran secara lebih menyeluruh. RCSTR dipilih karena mampu menggambarkan reaksi kimia yang berlangsung dalam kondisi pencampuran sempurna, sehingga sesuai untuk sistem pembakaran yang melibatkan reaksi kompleks dan berlangsung secara kontinyu. Penggunaan RCSTR dalam simulasi juga mendukung analisis yang lebih realistis terhadap *output* gas hasil pembakaran, seperti CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, dan gas sisa lainnya, yang menjadi dasar perhitungan emisi dan evaluasi energi.

Penggunaan konfigurasi reaktor RCSTR sebanyak 4 kali dalam simulasi hal ini bertujuan merepresentasikan penurunan temperatur secara bertahap pada proses pembakaran yang berlangsung kontinu. Selain itu juga menggambarkan dinamika perubahan komposisi gas, dan juga laju reaksi.



Saat reaktor RCSTR diklik, maka akan tampil *specifications* seperti di bawah ini.

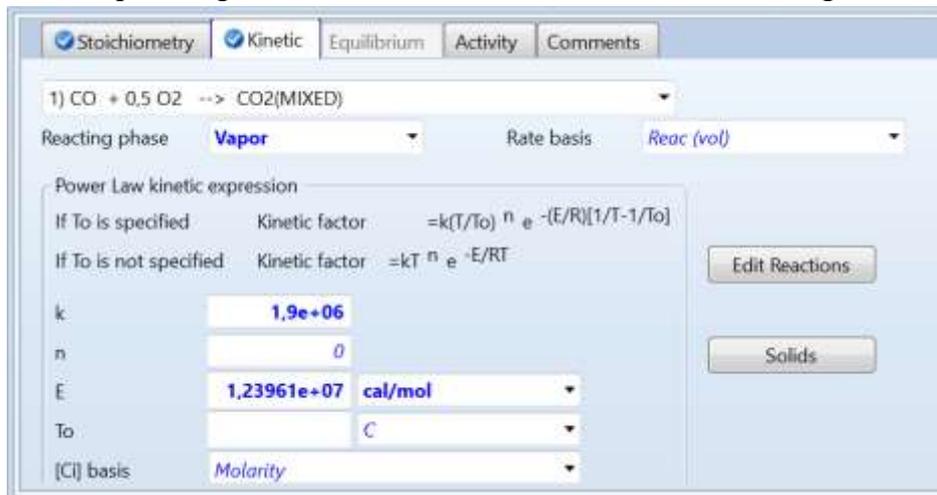
- Spesifikasi Alat

Selanjutnya menginput spesifikasi alat berupa kondisi operasi. Dalam *Aspen Plus*, "*Flash Type*" pada bagian "*Operating Conditions*" digunakan untuk menentukan jenis perhitungan *flash* yang akan dilakukan pada unit operasi *flash*. Maka memilih *Temperature* dan *Pressure* pada "*Flash Type*". Temperatur pada proses pyrolysis yaitu 1200 dengan satuan derajat Celsius serta *pressure* yaitu 1 bar. "*Valid phases*" dipilih *vapor only* karena pada proses ini fasa yang terjadi hanya *vapor* atau gas. Pada "*Specification type*" dipilih "*Reactor volume*" dengan volume yang digunakan sebesar 1000 liter.



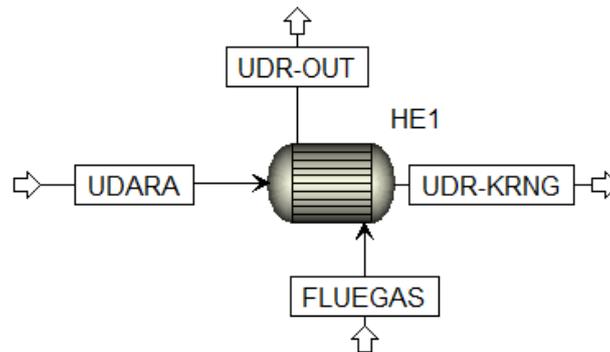
- Reaksi yang terjadi

Pada proses pembakaran (*combustion*) terjadi reaksi stoikiometri yaitu seperti yang ada pada **tabel 3.7** pada bagian ini semua reaksi dimasukkan bersama dengan nilai K dan E.



6. Pemilihan *HeatX* untuk pertukaran panas dengan udara kering

Setelah proses pembakaran, aliran gas panas dialirkan menuju unit *HeatX* (*Heat Exchanger*) yang digunakan untuk merepresentasikan proses pertukaran panas antara gas hasil pembakaran dengan udara kering yang akan digunakan dalam proses pengeringan. Unit *HeatX* dipilih karena mampu menggambarkan transfer panas secara tidak langsung melalui permukaan penukar, sehingga cocok untuk sistem yang memerlukan pemisahan fisik antara fluida panas dan fluida penerima panas. Pemanfaatan *HeatX* dalam simulasi ini memungkinkan perhitungan efisiensi perpindahan panas secara kuantitatif, sekaligus memberikan estimasi suhu akhir udara panas yang digunakan sebagai media pengering.

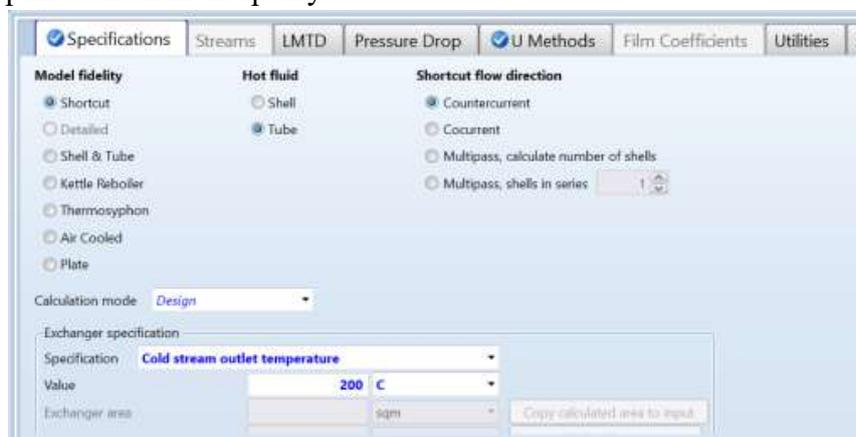


Saat *HeatX* diklik, maka akan tampil *specifications* seperti di bawah ini.

– Spesifikasi Alat

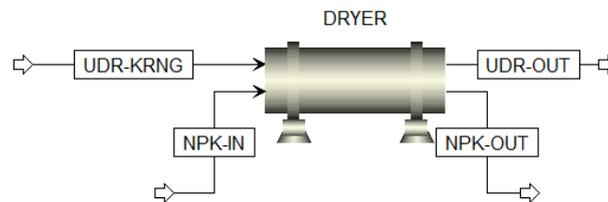
Setelah memilih model *Heat Exchanger*, maka halaman *specifications* akan terbuka untuk menentukan konfigurasi dasar dari unit pertukaran panas. Pada bagian *Model Fidelity*, opsi *Shortcut* digunakan untuk menyederhanakan proses perhitungan dengan pendekatan *steady-state* dan tanpa memodelkan geometri detail alat penukar panas. Untuk konfigurasi aliran fluida panas (*Hot fluid*), dipilih berada di dalam *Tube*, sementara fluida dingin mengalir melalui *Shell*. Arah aliran ditetapkan *Countercurrent*.

Pada bagian *Calculation Mode*, digunakan mode *Design*, artinya sistem akan menghitung kebutuhan luas permukaan penukar panas berdasarkan kondisi input. Spesifikasi yang digunakan adalah *Cold stream outlet temperature*, yang menunjukkan bahwa suhu keluaran dari udara dingin ditetapkan terlebih dahulu sebagai acuan. Dalam simulasi ini, suhu keluaran udara ditargetkan mencapai 200°C, sehingga sistem akan mengatur kebutuhan perpindahan panas untuk mencapainya.



7. Pemilihan *dryer* untuk pengeringan

Selanjutnya memilih *rotary dryer* untuk merepresentasikan kondisi aktual yang digunakan di lapangan, yaitu untuk proses pengeringan pupuk NPK Phonska yang bersifat granular. *Rotary dryer* bekerja dengan prinsip rotasi silinder horizontal, di mana material basah dialirkan secara gravitasi dari ujung inlet menuju outlet, sambil dipanaskan oleh aliran udara panas yang bergerak searah (*co-current*).



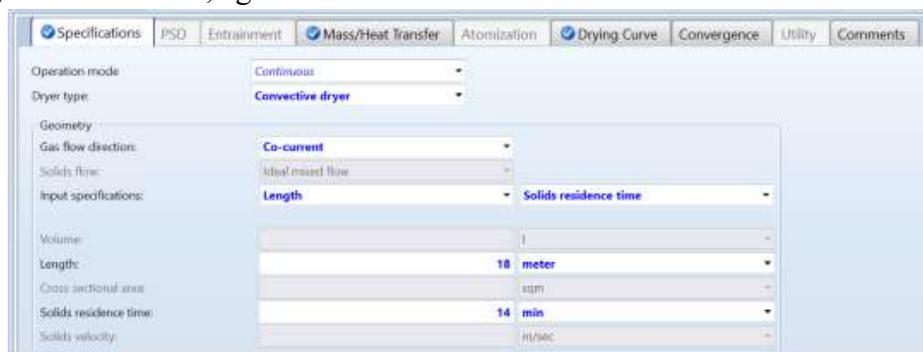
Saat blok *dryer* diklik, maka akan tampil *specifications* seperti di bawah ini.

– Spesifikasi Alat

Konfigurasi spesifikasinya diatur dalam *dryer Specification Sheet*, pada bagian *operation mode*, proses dikondisikan secara kontinu untuk merepresentasikan kondisi aktual operasional pabrik yang berjalan *non-stop*. Jenis *dryer* yang dipilih adalah *Convective Dryer*, karena tipe ini sesuai untuk proses pengeringan material granular seperti pupuk NPK, yang membutuhkan kontak langsung antara aliran udara panas dan partikel padat melalui perpindahan panas secara konveksi.

Untuk arah aliran gas, *co-current* digunakan, di mana arah aliran udara panas searah dengan aliran material padat di dalam tabung *rotary*. Pilihan ini dipertimbangkan karena mampu menjaga suhu material tetap terkontrol di sepanjang lintasan, serta mencegah terjadinya *overheating* di zona outlet. Aliran padatan diatur dengan mode *ideal mixed flow*, menggambarkan pencampuran sempurna dari partikel selama berada dalam *dryer*, yang sesuai dengan karakteristik mekanisme *rotary drum*.

Input spesifikasi geometri diatur berdasarkan panjang tabung dan waktu tinggal padatan (*residence time*) sebagai parameter utama. Panjang tabung ditentukan sepanjang 18 meter, sesuai desain eksisting dari *dryer* aktual yang digunakan di pabrik. Sementara itu, *residence time* disesuaikan selama 14 menit, berdasarkan hasil evaluasi suhu dan laju pengeringan dari simulasi, agar kadar air akhir berada di bawah batas standar mutu (<1,5%).

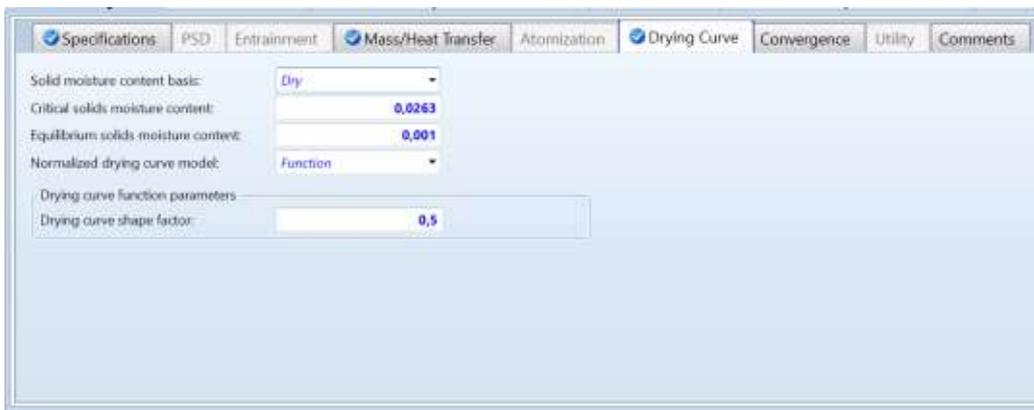


– *Drying Curve*

Setelah mendefinisikan geometri dan parameter aliran pada unit *rotary dryer*, tahap selanjutnya adalah mengatur kurva pengeringan (*drying curve*) yang merepresentasikan perilaku pengurangan kadar air dalam padatan selama proses pengeringan. Pada bagian ini,

basis kadar air padatan ditentukan sebagai "Dry", artinya semua kandungan kelembaban dihitung berdasarkan massa padatan kering.

Nilai *Critical solids moisture content* ditetapkan sebesar 0,0263, yang menunjukkan kadar kelembaban kritis di mana laju pengeringan mulai menurun karena air tidak lagi mudah diuapkan. Sementara itu, *Equilibrium solids moisture content* diatur sebesar 0,001, merepresentasikan kelembaban minimum yang dapat dicapai oleh padatan setelah proses pengeringan mencapai kondisi setimbang dengan udara pengering. Model kurva pengeringan yang digunakan adalah "Function", dengan parameter *drying curve shape factor* sebesar 0,5. Konfigurasi ini digunakan untuk memastikan bahwa simulasi proses pengeringan mencerminkan kondisi penguapan kelembaban yang realistis dalam *rotary dryer* secara kontinyu dan seimbang terhadap waktu tinggal material.

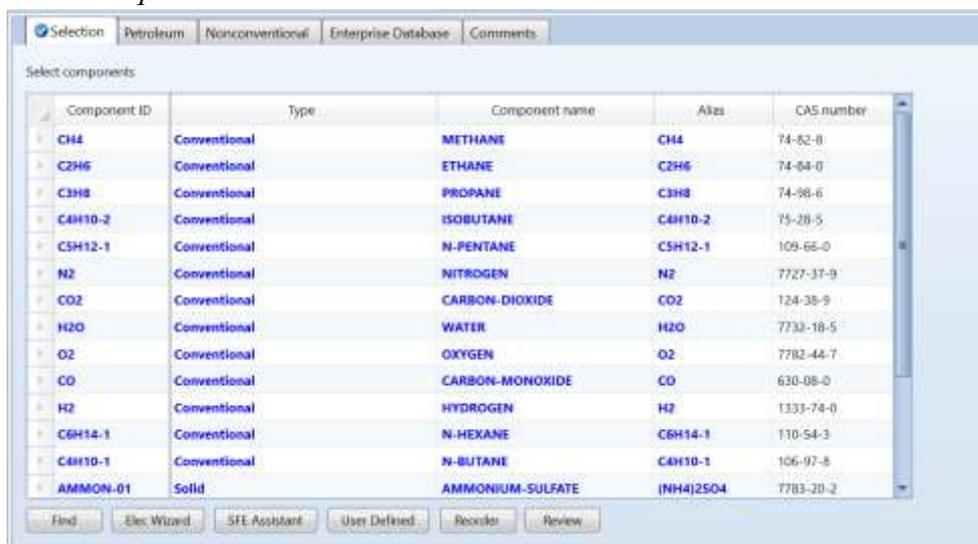


### 3.4.5.2.2 Prosedur Simulasi *Natural Gas*

Sedangkan, Prosedur simulasi untuk proses pembakaran gas alam yang dilakukan dalam *Aspen Plus* menggunakan metode sebagai berikut:

#### 3.4.5.2.2.1 Tahap Pemilihan Komponen

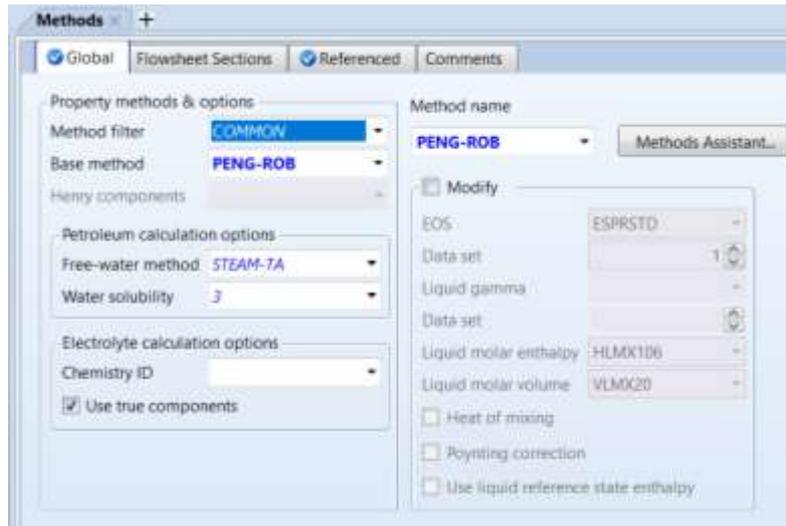
Setelah membuka *software Aspen Plus*, langkah pertama yaitu memilih *New Simulation*. Selanjutnya akan muncul tahap pemilihan komponen, kemudian masukkan komponen CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, C<sub>5</sub>H<sub>12</sub>, N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, O<sub>2</sub> sebagai tipe *Conventional*. Untuk kolom *Component name* dan kolom *Alias* akan otomatis terisi.



### 3.4.5.2.2.2 Pemilihan *Base Method*

Dalam pemilihan *Base Method* pilih “*Method Filter*” dengan “*COMMON*” karena metode ini bisa digunakan untuk berbagai aplikasi dan jenis aliran. Sedangkan untuk “*Base Method*” dan “*Method name*” digunakan “*PENG-ROB (Peng-Robinson)*” model ini digunakan untuk menghitung sifat termodinamika fluida murni dan campuran, hidrokarbon dan gas non-polar.

Pada “*Petroleum calculation options*” pilih “*STEAM-TA*” sebagai “*Free-water method*” dengan “*Water Solubility*” yaitu 3. Kemudian centang kotak pada pilihan “*Use true components*”.



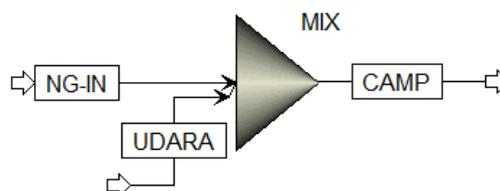
### 3.4.5.2.2.3 Proses Pembuatan *Flowsheet*

Pembuatan *flowsheet* pada *Aspen Plus* adalah langkah awal yang penting dalam simulasi proses. *Flowsheet* ini merupakan representasi grafis dari proses yang ingin disimulasikan, termasuk unit operasi, aliran material, dan kondisi operasi. Berikut adalah langkah-langkah umum dalam membuat *flowsheet* proses pembakaran Gas alam pada *software Aspen Plus*:

1. Pemilihan *Mixer* untuk menggabungkan komponen gas alam dengan udara

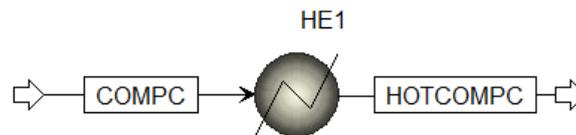
Pada simulasi proses pembakaran Gas alam, unit *Mixer* digunakan untuk menggabungkan aliran Gas alam dengan aliran udara sebagai oksidator. Pemilihan *Mixer* dilakukan karena unit ini berfungsi untuk menyatukan dua atau lebih aliran tanpa reaksi kimia, sehingga sesuai digunakan sebelum memasuki reaktor pembakaran.

Penggabungan ini bertujuan agar distribusi komponen yang masuk ke reaktor pembakaran (RCSTR) sudah tercampur secara merata, baik dari segi jumlah maupun komposisinya. Dengan begitu, proses pembakaran dapat berjalan lebih stabil dan simulasi menghasilkan *output* yang lebih representatif.



2. Pemilihan *Exchanger* untuk menaikkan temperatur

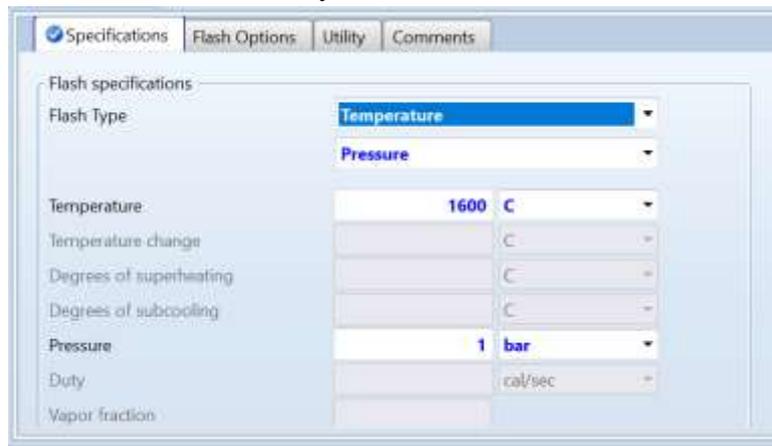
Setelah proses pencampuran aliran kemudian dialirkan ke unit *Exchanger* untuk meningkatkan temperaturnya sebelum memasuki tahap pembakaran. Pemilihan *Exchanger* ini dilakukan karena proses pirolisis membutuhkan temperatur yang lebih tinggi agar reaksi termal dapat berlangsung secara optimal. *Exchanger* berfungsi sebagai alat pemanas tanpa reaksi, sehingga hanya menaikkan suhu aliran berdasarkan kebutuhan proses. Dengan menaikkan temperatur secara terkontrol, tahapan pirolisis selanjutnya dapat berjalan lebih efisien, serta meminimalkan ketidaksesuaian temperatur yang bisa memengaruhi hasil simulasi.



Selanjutnya, menekan model HE untuk menentukan spesifikasi alat

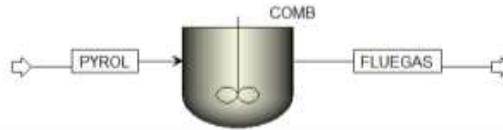
- Spesifikasi Alat

Setelah dipilih model *Exchanger* maka *specifications* seperti dibawah ini akan terbuka. Karena perlu adanya perubahan temperatur maka memilih temperatur dan *pressure* pada kolom *drop down* “*Flash Type*”. Memasukkan “*Temperature*” pada 1600°C untuk menaikkan *temperature* dan “*Pressure*” yaitu 1 bar.



3. Pemilihan RCSTR untuk pembakaran

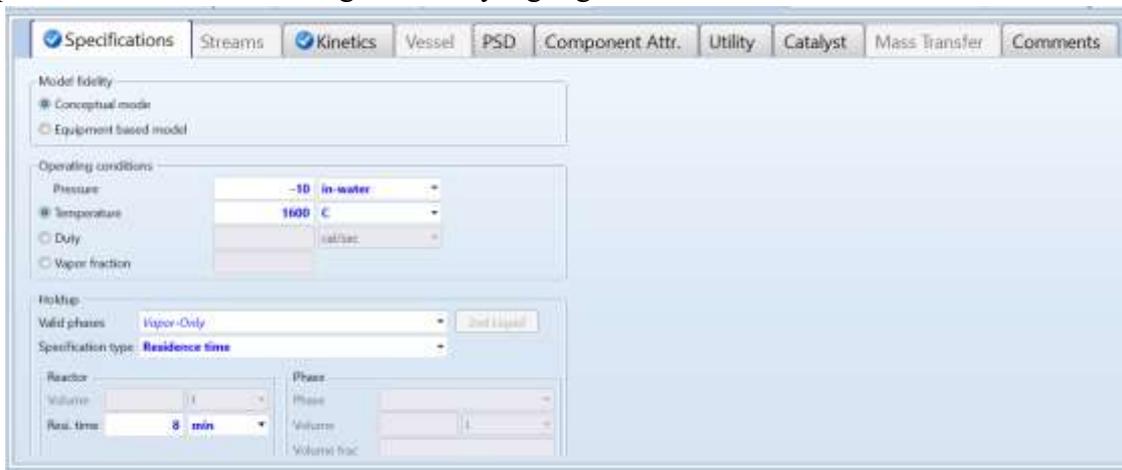
Setelah suhu dinaikkan mencapai 1600°C, hasil gas kemudian dialirkan ke reaktor RCSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) untuk merepresentasikan proses pembakaran secara lebih menyeluruh. RCSTR dipilih karena mampu menggambarkan reaksi kimia yang berlangsung dalam kondisi pencampuran sempurna, sehingga sesuai untuk sistem pembakaran yang melibatkan reaksi kompleks dan berlangsung secara kontinyu. Penggunaan RCSTR dalam simulasi juga mendukung analisis yang lebih realistis terhadap output gas hasil pembakaran, seperti CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, dan gas sisa lainnya, yang menjadi dasar perhitungan emisi dan evaluasi energi. Penggunaan konfigurasi reaktor RCSTR sebanyak 4 kali dalam simulasi hal ini bertujuan merepresentasikan penurunan temperatur secara bertahap pada proses pembakaran yang berlangsung kontinyu. Selain itu juga menggambarkan dinamika perubahan komposisi gas, dan juga laju reaksi.



Saat reaktor RCSTR diklik, maka akan tampil *specifications* seperti di bawah ini.

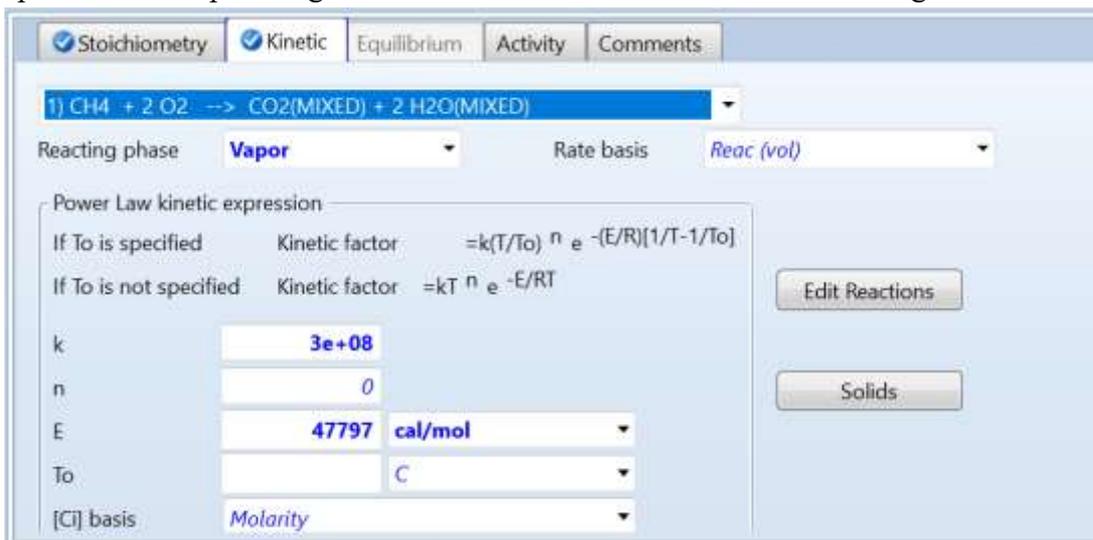
- Spesifikasi Alat

Selanjutnya menginput spesifikasi alat berupa kondisi operasi. Dalam *Aspen Plus*, "*Flash Type*" pada bagian "*Operating Conditions*" digunakan untuk menentukan jenis perhitungan *flash* yang akan dilakukan pada unit operasi *flash*. Maka memilih *Temperature* dan *Pressure* pada "*Flash Type*". Temperatur pada proses pirolisis yaitu 1600°C dengan satuan derajat Celsius serta *pressure* yaitu -10 inH<sub>2</sub>O (vakum). "*Valid phases*" dipilih *vapor only* karena pada proses ini fasa yang terjadi hanya *vapor* atau gas. Pada "*Specification type*" dipilih "*Residence time*" dengan waktu yang digunakan selama 8 menit.



- Reaksi yang terjadi

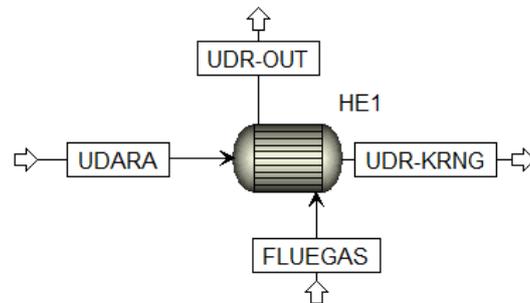
Pada proses pembakaran (*combustion*) terjadi reaksi stoikiometri yaitu seperti yang ada pada **tabel 3.8** pada bagian ini semua reaksi dimasukkan bersama dengan nilai K dan E.



4. Pemilihan *HeatX* untuk pertukaran panas dengan udara kering

Setelah proses pembakaran, aliran gas panas dialirkan menuju unit *HeatX* (*Heat Exchanger*) yang digunakan untuk merepresentasikan proses pertukaran panas antara gas hasil

pembakaran dengan udara kering yang akan digunakan dalam proses pengeringan. Unit *HeatX* dipilih karena mampu menggambarkan transfer panas secara tidak langsung melalui permukaan penukar, sehingga cocok untuk sistem yang memerlukan pemisahan fisik antara fluida panas dan fluida penerima panas. Pemanfaatan *HeatX* dalam simulasi ini memungkinkan perhitungan efisiensi perpindahan panas secara kuantitatif, sekaligus memberikan estimasi suhu akhir udara panas yang digunakan sebagai media pengering.

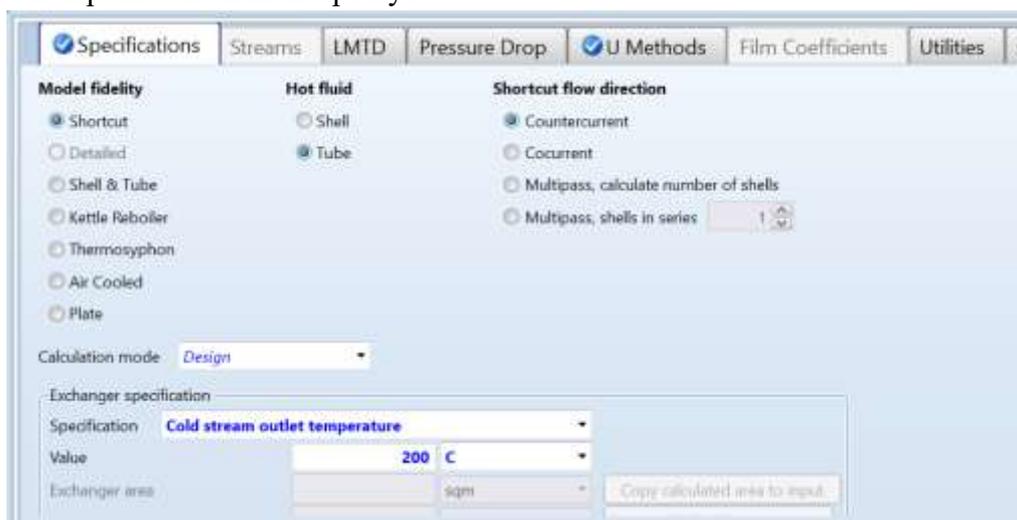


Saat *HeatX* diklik, maka akan tampil *specifications* seperti di bawah ini.

– Spesifikasi Alat

Setelah memilih model *Heat Exchanger*, maka halaman *specifications* akan terbuka untuk menentukan konfigurasi dasar dari unit pertukaran panas. Pada bagian *Model Fidelity*, opsi *shortcut* digunakan untuk menyederhanakan proses perhitungan dengan pendekatan *steady-state* dan tanpa memodelkan geometri detail alat penukar panas. Untuk konfigurasi aliran fluida panas (*Hot fluid*), dipilih berada di dalam *tube*, sementara fluida dingin mengalir melalui *shell*. Arah aliran ditetapkan *Countercurrent*.

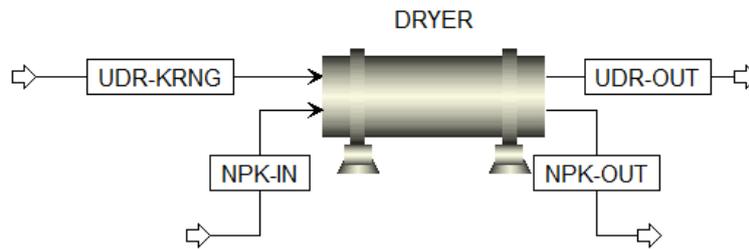
Pada bagian *Calculation Mode*, digunakan mode *Design*, artinya sistem akan menghitung kebutuhan luas permukaan penukar panas berdasarkan kondisi *input*. Spesifikasi yang digunakan adalah *Cold stream outlet temperature*, yang menunjukkan bahwa suhu keluaran dari udara dingin ditetapkan terlebih dahulu sebagai acuan. Dalam simulasi ini, suhu keluaran udara ditargetkan mencapai 200°C, sehingga sistem akan mengatur kebutuhan perpindahan panas untuk mencapainya.



5. Pemilihan *dryer* untuk pengeringan

Selanjutnya memilih *rotary dryer* untuk merepresentasikan kondisi aktual yang digunakan di lapangan, yaitu untuk proses pengeringan pupuk NPK Phonska yang bersifat

granular. *Rotary dryer* bekerja dengan prinsip rotasi silinder *horizontal*, di mana material basah dialirkan secara gravitasi dari ujung inlet menuju outlet, sambil dipanaskan oleh aliran udara panas yang bergerak searah (*co-current*).



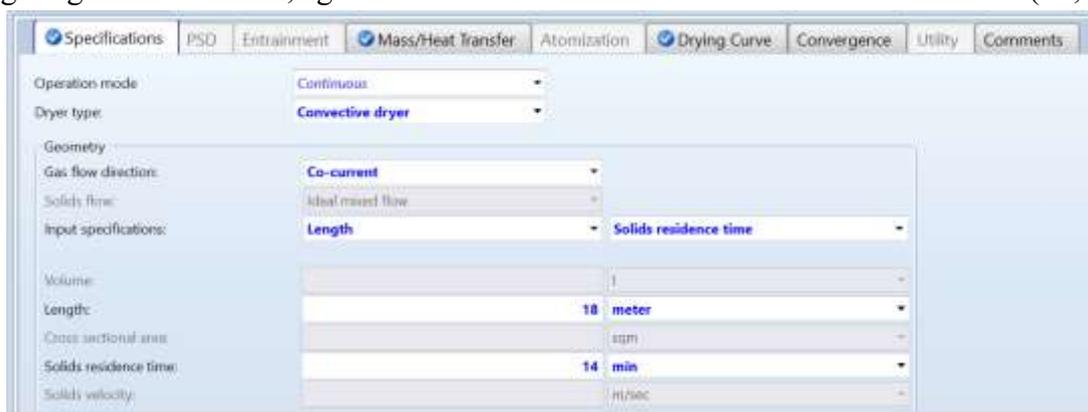
Saat blok *dryer* diklik, maka akan tampil *specifications* seperti di bawah ini.

– Spesifikasi Alat

Konfigurasi spesifikasinya diatur dalam *Dryer Specification Sheet*, pada bagian *operation mode*, proses dikondisikan secara kontinu untuk merepresentasikan kondisi aktual operasional pabrik yang berjalan non-stop. Jenis *dryer* yang dipilih adalah *Convective Dryer*, karena tipe ini sesuai untuk proses pengeringan material granular seperti pupuk NPK, yang membutuhkan kontak langsung antara aliran udara panas dan partikel padat melalui perpindahan panas secara konveksi.

Untuk arah aliran gas, *co-current* digunakan, di mana arah aliran udara panas searah dengan aliran material padat di dalam tabung *rotary*. Pilihan ini dipertimbangkan karena mampu menjaga suhu material tetap terkontrol di sepanjang lintasan, serta mencegah terjadinya *overheating di zona outlet*. Aliran padatan diatur dengan mode *ideal mixed flow*, menggambarkan pencampuran sempurna dari partikel selama berada dalam *dryer*, yang sesuai dengan karakteristik mekanisme rotary drum.

Input spesifikasi geometri diatur berdasarkan panjang tabung dan waktu tinggal padatan (*residence time*) sebagai parameter utama. Panjang tabung ditentukan sepanjang 18 meter, sesuai desain eksisting dari *dryer* aktual yang digunakan di pabrik. Sementara itu, residence time disesuaikan selama 14 menit, berdasarkan hasil evaluasi suhu dan laju pengeringan dari simulasi, agar kadar air akhir berada di bawah batas standar mutu (<1,5%).

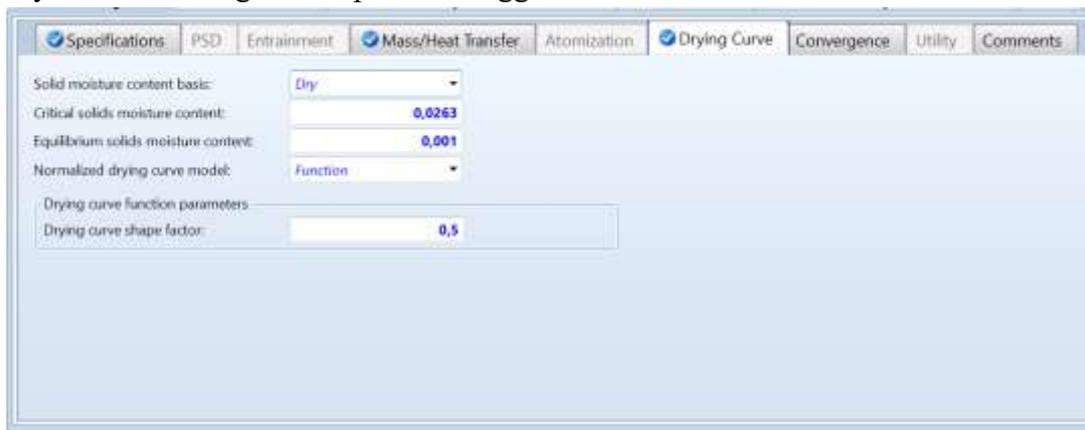


- *Drying Curve*

Setelah mendefinisikan geometri dan parameter aliran pada unit *rotary dryer*, tahap selanjutnya adalah mengatur kurva pengeringan (*drying curve*) yang merepresentasikan perilaku pengurangan kadar air dalam padatan selama proses pengeringan. Pada bagian ini,

basis kadar air padatan ditentukan sebagai "Dry", artinya semua kandungan kelembaban dihitung berdasarkan massa padatan kering.

Nilai *Critical solids moisture content* ditetapkan sebesar 0,0263, yang menunjukkan kadar kelembaban kritis di mana laju pengeringan mulai menurun karena air tidak lagi mudah diuapkan. Sementara itu, *Equilibrium solids moisture content* diatur sebesar 0,001, merepresentasikan kelembaban minimum yang dapat dicapai oleh padatan setelah proses pengeringan mencapai kondisi setimbang dengan udara pengering. Model kurva pengeringan yang digunakan adalah "Function", dengan parameter *drying curve shape factor* sebesar 0,5. Konfigurasi ini digunakan untuk memastikan bahwa simulasi proses pengeringan mencerminkan kondisi penguapan kelembaban yang realistis dalam *rotary dryer* secara kontinyu dan seimbang terhadap waktu tinggal material.



### 3.4.6 Validasi Metode

Proyek akhir ini menggunakan perangkat lunak *Aspen Plus V14* untuk melakukan simulasi proses pembakaran dan pengeringan dalam proses *fuel switching* dari batu bara ke Gas alam. Validasi metode dilakukan untuk memastikan bahwa model simulasi yang digunakan dalam proyek akhir ini mampu merepresentasikan kondisi aktual proses secara akurat. Fokus validasi dilakukan terhadap variabel output panas (*heat output*) yang dihasilkan oleh proses pembakaran, yang kemudian dibandingkan dengan data aktual di lapangan. Data aktual yang digunakan sebagai acuan adalah output panas aktual dari furnace yang digunakan dalam proses produksi pupuk NPK.

Deviasi yang dihasilkan dari perbandingan kedua hasil tersebut didapatkan melalui perhitungan *Relative Root Mean Square Error* (RRMSE) sebagai berikut :

$$RMSE = \frac{\sqrt{\frac{\sum_i^n (Y_{exp,i} - Y_{model,i})^2}{n}}}{Y_{exp}} \times 100\% \quad (6)$$

Dimana :

$Y_{exp,i}$  : Hasil Eksperimen

$\sqrt{Y_{exp}}$  : Rata-rata hasil eksperimen

$Y_{model,i}$  : Hasil simulasi

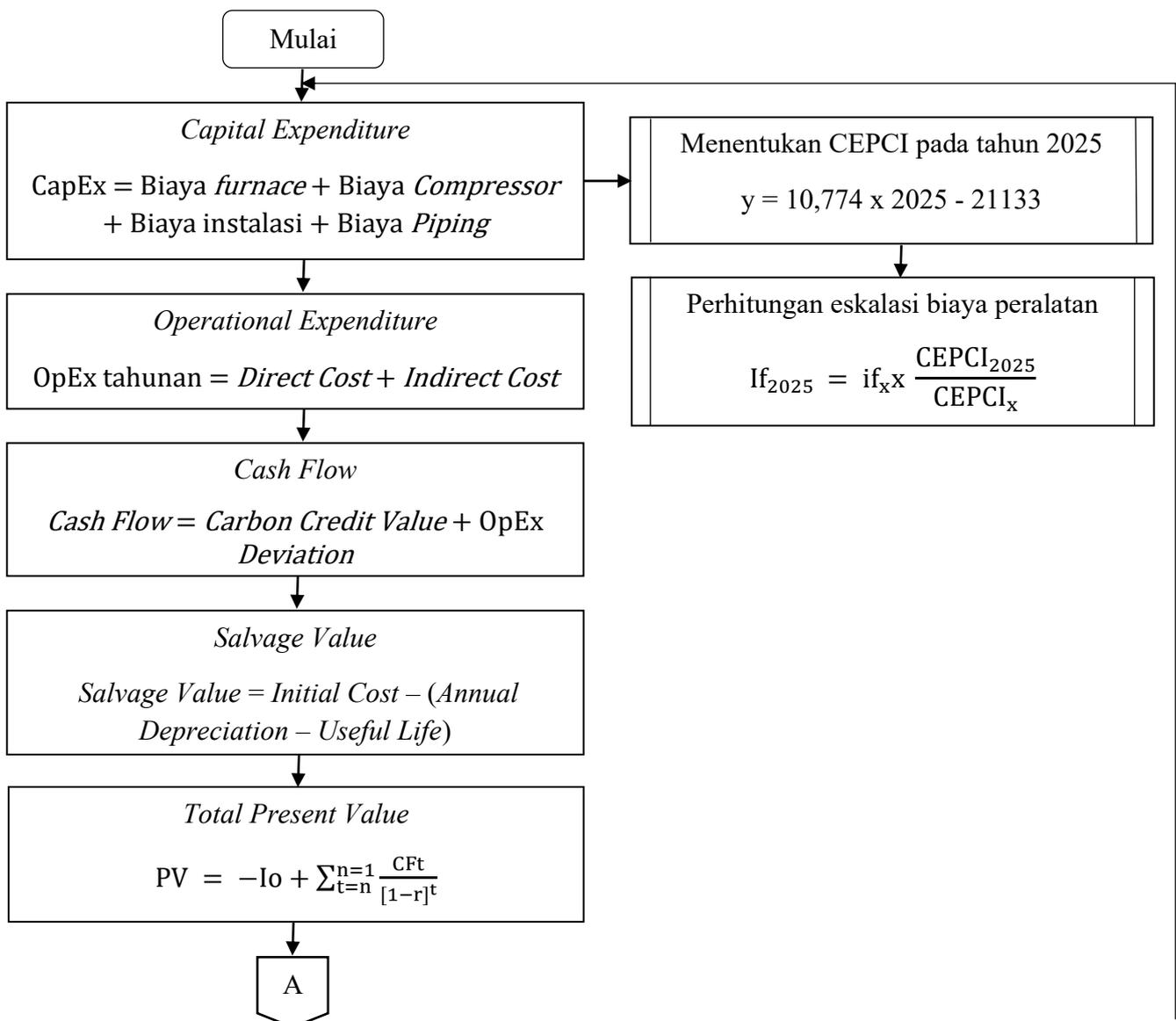
$n$  : Jumlah data

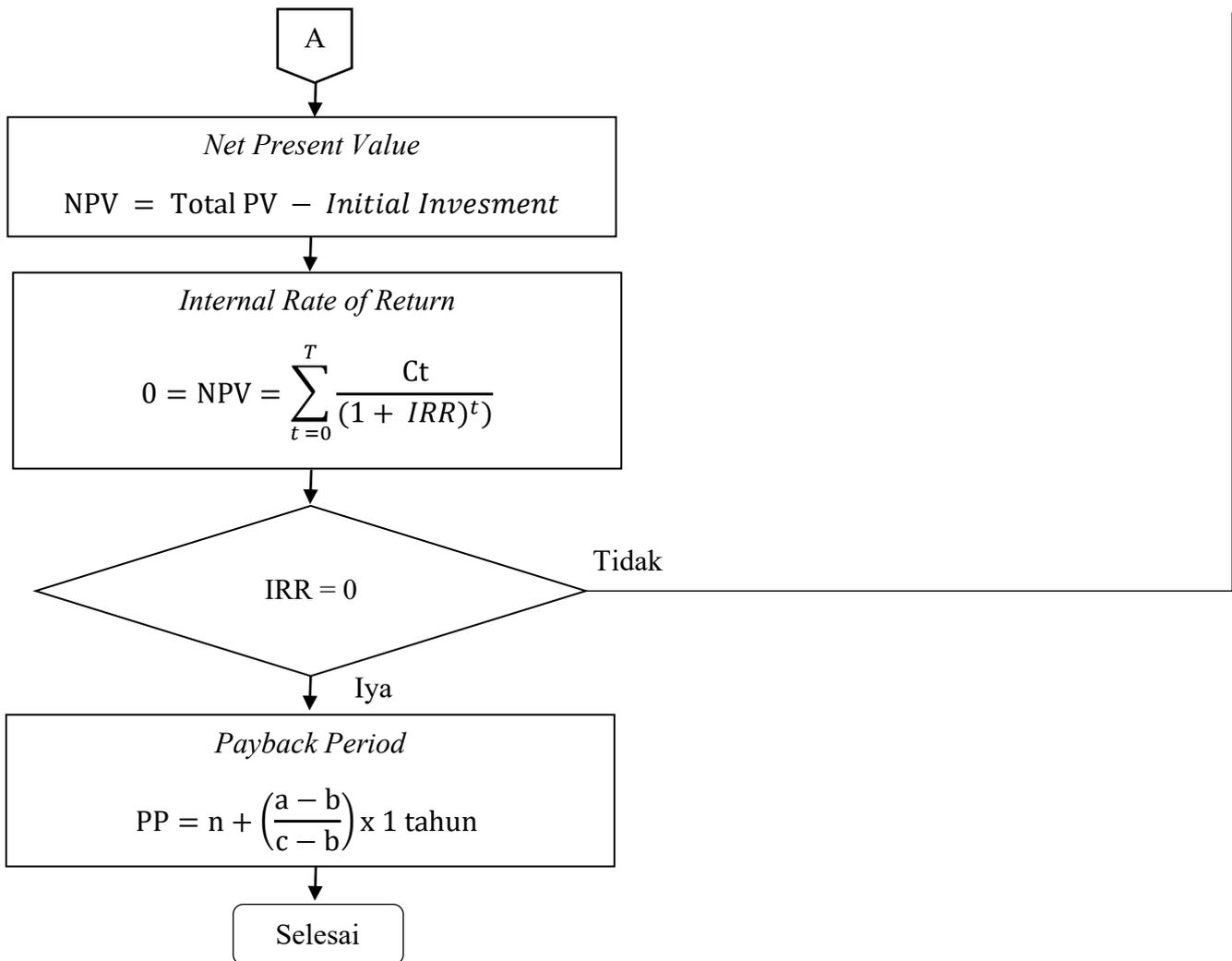
RRMSE merupakan metrik yang merubah nilai RMSE (*Root Mean Square Error*) menjadi data kuantitatif yang relatif dalam bentuk persen dengan membagi nilai tersebut

dengan rata rata nilai eksperimen lalu dikali dengan 100% (Guo et al., 2024). RMSE merupakan ukuran yang sering digunakan untuk mengukur perbedaan antara nilai prediksi dan nilai aktual. Persamaan tersebut memberikan gambaran seberapa akurat suatu model dalam melakukan prediksi. Semakin kecil nilai RMSE, semakin baik model tersebut dalam memprediksi nilai yang sebenarnya (Indra Sanjaya & Heksaputra, 2020). Dibawah kondisi normal, nilai RRMSE yang bagus dicapai ketika nilai tersebut berada dibawah 10% (Chen et al., 2023).

### 3.4.7 Tekno Ekonomi

Analisis tekno ekonomi dilakukan untuk mengevaluasi kelayakan ekonomi dari proses *fuel switching* pada unit *furnace* pada produksi pupuk kimia NPK. Dalam analisis ini, beberapa indikator ekonomi utama digunakan, yaitu *Capital Expenditure* (CapEx), *Operational Expenditure* (OpEx), *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), dan *Payback Period* (PP).





**Gambar 3.5** Diagram Alir Proses Perhitungan Analisa Ekonomi Teknik

CapEx mencakup total investasi awal yang diperlukan untuk pengadaan peralatan, modifikasi fasilitas, dan instalasi sistem pembakaran baru. Nilainya dihitung dengan menjumlahkan seluruh biaya investasi langsung dan tidak langsung yang diperlukan di awal proyek, umumnya dirumuskan sebagai:

$$\text{CapEx} = \text{Fixed Capital Investment (FCI)} + \text{Working Capital (WC)} \quad (7)$$

*Fixed Capital Investment (FCI)* merupakan total biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas fisik, termasuk pembelian peralatan utama, biaya pemasangan, konstruksi bangunan, instalasi utilitas, sistem kontrol, serta infrastruktur pendukung lainnya. FCI mencerminkan kebutuhan investasi yang bersifat tetap dan tidak langsung berubah terhadap volume produksi dalam jangka pendek. Sementara itu, *Working Capital (WC)* mencakup modal kerja yang dibutuhkan untuk menjalankan operasional awal pabrik. Komponen WC biasanya meliputi biaya bahan baku awal, bahan pembantu, pelumas, pelarut, biaya tenaga kerja awal, dan biaya operasional lainnya seperti listrik dan air sebelum pemasukan dari penjualan produk pertama diterima.

Dalam proyek ini, perhitungan *Capital Expenditure (CapEx)* difokuskan hanya pada komponen *Fixed Capital Investment (FCI)*, tanpa memasukkan *Working Capital (WC)*. Hal

ini dikarenakan fokus utama analisis berada pada estimasi biaya modifikasi fasilitas dan penggantian sistem pembakaran yang bersifat investasi tetap. Selain itu, karena proyek bersifat modifikasi pada fasilitas yang telah beroperasi sebelumnya, kebutuhan modal kerja awal seperti bahan baku, utilitas, dan tenaga kerja awal telah tercakup dalam sistem operasional yang sudah berjalan, sehingga perhitungan *Working Capital* tidak dimasukkan dalam cakupan evaluasi ini.

Untuk menyesuaikan estimasi biaya dengan kondisi harga saat ini, digunakan indeks CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) tahun 2025. Nilai CEPCI ini diperoleh melalui pendekatan regresi linear berdasarkan data historis CEPCI terhadap tahun. Hasil plot tersebut menghasilkan persamaan garis yang digunakan untuk memproyeksikan nilai CEPCI pada tahun analisis. Persamaan garis yang diperoleh adalah sebagai berikut:

$$y = 10,774x - 21133 \quad (8)$$

Keterangan komponen CapEx:

a) Biaya Furnace dan *Compressor*:

Berdasarkan (Towler et al., 2008), cara mendapatkan harga *furnace* dan *compressor* sesuai dengan kapasitas yang digunakan adalah:

$$C_e = a + bS^n \quad (9)$$

Keterangan :

$C_e$  : Biaya peralatan yang dibeli

$a, b$  : Konstanta Biaya

$S$  : Parameter Ukuran

$n$  : Exponent untuk jenis peralatan yang digunakan

Nilai konstanta dan eksponen yang digunakan dalam persamaan bisa berbeda-beda meskipun digunakan untuk jenis peralatan yang sama. Hal ini disebabkan karena setiap peralatan bisa memiliki spesifikasi teknis yang berbeda, seperti tekanan dan suhu operasi, jenis material, serta desain atau fitur tambahan yang memengaruhi biaya. Selain itu, perbedaan nilai juga dapat disebabkan karena sumber data yang digunakan untuk menentukan parameter tersebut tidak selalu sama, tergantung pada kurva estimasi biaya yang dipakai, metode regresi, serta rentang ukuran peralatan saat data dikumpulkan. Jadi, meskipun secara umum peralatannya terlihat sejenis, detail teknis dan asumsi perhitungan yang berbeda bisa membuat nilai konstanta dan eksponennya ikut berubah. Sedangkan untuk nilai parameter ukuran ( $S$ ) diperoleh berdasarkan hasil perhitungan desain dari spesifikasi teknis alat yang digunakan. Nilai tersebut merepresentasikan kapasitas atau dimensi utama dari peralatan, yang menjadi acuan dalam menentukan estimasi biaya.

Kemudian setelah ditemukan harga peralatan yang dibutuhkan kemudian harga yang didapat disesuaikan dengan CEPCI tahun yang digunakan agar mendapatkan harga sesuai dengan tahun alat digunakan menggunakan rumus :

$$If_{2025} = if_x \times \frac{CEPCI_{2025}}{CEPCI_x} \quad (10)$$

Keterangan :

$If_x$  : harga pada tahun ke-x

$CEPCI_{2025}$  : CEPCI Index tahun 2025

CEPCI<sub>x</sub> : CEPCI Index tahun-x  
 If<sub>2025</sub> : harga pada tahun ke 2025

b) Biaya Instalasi

$$\text{Instalasi} = \text{Biaya Furnace} + \text{Biaya Compressor} \times 25\% \quad (11)$$

c) Biaya Piping

$$\text{Piping} = \text{Biaya Furnace} + \text{Biaya Compressor} \times 15\% \quad (12)$$

OpEx (*Operational Expenditure*) mencakup biaya operasional rutin yang dikeluarkan meliputi biaya langsung maupun tidak langsung seperti konsumsi bahan bakar, pemeliharaan, dan tenaga kerja selama masa operasi. Besarnya dihitung berdasarkan akumulasi biaya tahunan yang dikeluarkan selama umur proyek, dengan pendekatan:

$$\text{OpEx tahunan} = \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost} \quad (13)$$

*Direct Cost* mencakup biaya-biaya yang secara langsung berkaitan dengan aktivitas operasional pabrik, seperti konsumsi bahan bakar, bahan baku pendukung, utilitas (listrik, air, dan uap), serta tenaga kerja langsung. Sedangkan untuk *indirect Cost* mencakup biaya tidak langsung seperti biaya perawatan, pengawasan, administrasi, dan overhead operasional lainnya. Setiap komponen biaya dihitung berdasarkan laju konsumsi, waktu operasi tahunan, dan harga satuan masing-masing, untuk mendapatkan estimasi total OpEx tahunan yang akurat dan dapat digunakan dalam analisis ekonomi proyek.

Setelah perhitungan OpEx, dimasukkan juga nilai sisa proyek atau *salvage value*, yaitu estimasi nilai ekonomis peralatan atau aset yang masih tersisa di akhir umur proyek. *Salvage value* ini dianggap sebagai arus kas masuk pada tahun terakhir proyek, dan turut memengaruhi total *net cash flow*. Nilainya biasanya dihitung dengan rumus:

$$\text{Salvage Value} = \text{Initial Cost} - (\text{Annual Depreciation} - \text{Useful Life}) \quad (14)$$

Keterangan komponen SV:

*Initial Cost* : Harga alat *furnace* yang digunakan

*Annual depreciation* : 10% dari harga alat *furnace*

*Useful life* : Umur alat digunakan

*Cash Flow* dihitung untuk mendapatkan gambaran arus kas masuk dan keluar selama umur proyek guna menilai kelayakan finansial investasi. Nilai *cash flow* dapat dihitung menggunakan rumus:

$$\text{Cash Flow} = \text{Carbon Credit Value} + \text{OpEx Deviation} \quad (15)$$

*Carbon Credit Value* merupakan nilai ekonomi dari penurunan emisi CO<sub>2</sub> yang terjadi akibat perubahan sistem bahan bakar, dengan nilai *carbon credit* dihitung berdasarkan harga pasar karbon. Sedangkan untuk *OpEx Deviation* adalah selisih biaya operasional antara sistem sebelum dan sesudah modifikasi, yang mencerminkan penghematan atau peningkatan biaya tahunan akibat *fuel switching*.

*Present Value* (PV) merupakan nilai kini dari sejumlah arus kas yang akan diterima atau dibayarkan pada masa depan, setelah dikoreksi dengan faktor waktu dan tingkat diskonto tertentu. PV menunjukkan bahwa nilai uang saat ini lebih berharga dibandingkan nilai uang

yang diterima di masa depan karena adanya potensi bunga, inflasi, dan risiko investasi. Nilai *Present Value* digunakan untuk menilai kelayakan finansial proyek dengan cara mendiskontokan seluruh arus kas masa depan ke nilai saat ini. Sehingga nilai *present value* dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$\text{Total PV} = -I_0 + \sum_{t=1}^{n=1} \frac{CF_t}{[1 - r]^t} \quad (16)$$

Keterangan

CF<sub>t</sub> : Aliran kas per tahun pada periode

r : Suku bunga / *Discount rate*

I<sub>0</sub> : Investasi awal

t : Jumlah periode

Dari perhitungan PV tersebut, diperoleh nilai *Net Present Value* (NPV) yang digunakan sebagai indikator utama untuk menilai kelayakan finansial suatu proyek. NPV menunjukkan selisih antara total *Present Value* dari arus kas masa depan dengan investasi awal. Secara matematis, NPV dirumuskan sebagai:

$$NPV = PV - \text{Initial Investment} \quad (17)$$

Jika nilai NPV yang dihasilkan positif, maka proyek dianggap layak secara finansial karena memberikan keuntungan bersih setelah mempertimbangkan faktor waktu dan juga faktor risiko. Sebaliknya, jika NPV bernilai negatif, maka proyek dianggap tidak layak untuk dijalankan.

*Internal Rate of Return* (IRR) merupakan tingkat pengembalian internal dari suatu investasi yang mencerminkan efisiensi dan profitabilitas proyek. IRR menunjukkan tingkat diskonto di mana nilai *Net Present Value* (NPV) menjadi nol. Dengan kata lain, IRR adalah tingkat bunga maksimum yang masih memungkinkan proyek tetap layak dijalankan. Sebuah proyek dianggap layak secara finansial apabila nilai IRR lebih besar dari tingkat diskonto yang digunakan. Semakin tinggi nilai IRR dibandingkan tingkat diskonto, semakin besar margin keuntungan proyek terhadap risiko dan biaya modal. Sehingga untuk mencari nilai IRR secara matematis dituliskan:

$$0 = NPV = \sum_{t=0}^T \frac{C_t}{(1 + IRR)^t} \quad (18)$$

Keterangan :

C<sub>t</sub> : arus kas bersih pada periode ke-t

T : jumlah total periode waktu

Karena bentuk persamaan IRR bersifat non-linear, nilai IRR umumnya ditentukan menggunakan metode numerik seperti *trial and error*, interpolasi, atau bantuan perangkat lunak spreadsheet seperti *Microsoft Excel*. Dalam proyek ini, perhitungan IRR dilakukan menggunakan fitur *Goal Seek* pada Excel untuk menentukan tingkat diskonto yang menghasilkan NPV sama dengan nol secara lebih efisien dan akurat.

Sedangkan untuk *payback period* menunjukkan waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan investasi awal berdasarkan arus kas yang dihasilkan, sehingga menjadi tolak

ukur kecepatan pengembalian modal. Diperoleh dengan cara menjumlahkan arus kas tahunan kumulatif hingga sama dengan nilai CapEx, atau secara sederhana:

$$PP = n + \left( \frac{a - b}{c - b} \right) \times 1 \text{ tahun} \quad (19)$$

Keterangan :

n = tahun terakhir di mana jumlah arus kas bersih *belum* menutupi total biaya investasi

a = jumlah investasi awal (*Capital Expenditure*)

b = akumulasi arus kas bersih sampai tahun ke-n

c = akumulasi arus kas bersih sampai tahun ke-(n+1)

Analisis ini bertujuan untuk memberikan gambaran menyeluruh mengenai apakah penggantian bahan bakar dari batubara ke gas alam layak diterapkan secara ekonomis, sejalan dengan peningkatan efisiensi energi dan penurunan emisi karbon. Sehingga hasil yang didapat dari analisis ini menjadi dasar pengambilan keputusan untuk menilai seberapa besar dampak perubahan bahan bakar terhadap keberlanjutan dan profitabilitas sistem produksi.

### 3.4.8 Hasil dan Pembahasan

Tahap analisis hasil dan pembahasan ini merupakan tahap interpretasi data yang telah dikumpulkan. Analisis dilakukan untuk mengevaluasi keekonomian dan pengurangan emisi CO<sub>2</sub> dalam *fuel switching* dari batu bara ke gas alam pada produksi pupuk kimia NPK. Hasil perhitungan ini disesuaikan dengan parameter teknis serta batas lingkup evaluasi yang telah ditetapkan. Pembahasan ini diharapkan dapat menjawab rumusan masalah, mencapai tujuan analisis keekonomian dan dampak lingkungan, serta memberikan rekomendasi bagi industri dalam mendukung transisi energi yang lebih berkelanjutan.

### 3.4.9 Penarikan Kesimpulan dan Rekomendasi

Penarikan kesimpulan dilakukan berdasarkan hasil perhitungan, analisis, dan pembahasan yang telah dilakukan. Kesimpulan yang diambil harus menjawab rumusan masalah dan mencapai tujuan evaluasi keekonomian serta pengurangan emisi CO<sub>2</sub> dalam *fuel switching* dari batu bara ke gas alam pada produksi pupuk kimia NPK. Berdasarkan kesimpulan tersebut, dapat diusulkan rekomendasi yang diharapkan dapat menjadi pertimbangan dalam penerapan transisi energi di industri pupuk serta memberikan dampak positif bagi keberlanjutan lingkungan dan sektor industri.

## BAB 4

### HASIL DAN PEMBAHASAN

Proyek akhir dengan judul “Analisa Tekno-Ekonomi Dalam Strategi Reduksi Emisi CO<sub>2</sub> Pada Transisi Energi Berupa *Fuel Switching* Batu Bara Ke *Natural gas* Di Unit *Furnace* Pada Proses Produksi Pupuk NPK” dilakukan dengan tujuan mengevaluasi performa termal dan emisi pada proses pembakaran, serta menghitung dampak keekonomian dari perubahan bahan bakar. Dalam memodelkan proyek akhir ini digunakan simulasi dengan menggunakan perangkat lunak *Aspen Plus V14*, karena perangkat lunak ini mampu merepresentasikan proses reaksi kimia dan aliran energi secara mendetail, serta menyediakan visualisasi alur proses yang sesuai dengan kondisi aktual pabrik.

Proses pembakaran yang disimulasikan merupakan bagian dari sistem *furnace* yang digunakan untuk menghasilkan gas panas (*flue gas*) sebagai sumber energi termal utama dalam proses pengeringan produk pupuk pada *rotary dryer*. Di dalam *furnace*, bahan bakar dicampurkan dengan udara pembakaran melalui *burner*, kemudian dibakar untuk menghasilkan gas hasil reaksi yang bersuhu tinggi melalui mekanisme konveksi dan radiasi, yang selanjutnya digunakan untuk menguapkan kandungan air dari material produk di dalam *dryer*. Gas panas ini tidak hanya membawa energi panas yang dibutuhkan untuk menguapkan kandungan air dalam pupuk, tetapi juga berperan dalam menjaga kestabilan suhu di dalam *rotary dryer* agar proses pengeringan berlangsung secara efisien dan kontinu. Pada sistem berbasis batu bara, digunakan tipe *furnace fluidized bed*, sementara untuk sistem gas alam, digunakan tipe *vacuum horizontal furnace*.

*Flue gas* yang dihasilkan terdiri dari komponen utama seperti uap air (H<sub>2</sub>O), karbon dioksida (CO<sub>2</sub>), dan sisa gas pembakaran lainnya, yang suhunya dapat mencapai 600–1200°C tergantung jenis bahan bakar dan konfigurasi *furnace*. Karena *rotary dryer* bekerja dalam sistem aliran langsung (*direct contact*), maka kualitas dan suhu gas hasil pembakaran harus dikontrol agar tidak merusak produk atau menimbulkan degradasi material. Oleh karena itu, proses pembakaran dan karakteristik *flue gas* menjadi aspek kritis yang disimulasikan dalam proyek akhir ini menggunakan *software Aspen Plus*. Selain itu, simulasi ini juga dilakukan untuk memodelkan secara akurat bagaimana bahan bakar yang digunakan terbakar di dalam *furnace*, berapa besar energi yang dihasilkan, serta bagaimana energi tersebut disalurkan ke proses *downstream*.

Dalam simulasi pembakaran batu bara dimodelkan secara bertahap menggunakan reaktor berurutan RYield–RStoic–RCSTR, di mana reaktor RYield digunakan untuk memecah batubara yang merupakan komponen nonkonvensional menjadi spesies konvensional seperti karbon, hidrogen, sulfur, dan komponen volatil lainnya berdasarkan data *ultimate* dan *proximate analysis*. Setelah itu, reaktor RStoic digunakan untuk mendefinisikan reaksi-reaksi utama pembakaran secara stoikiometrik, seperti pembentukan CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, dan SO<sub>2</sub>. Selanjutnya digunakan RCSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) untuk menggambarkan proses pembakaran lanjutan dalam kondisi non-ideal, di mana terjadi pencampuran sempurna antara bahan bakar, oksigen, dan gas produk dalam sistem terbuka. RCSTR dipilih karena lebih mewakili kondisi aktual di *fluidized bed furnace*, di mana pencampuran gas dan partikel sangat intensif, sehingga distribusi suhu dan konsentrasi

dianggap homogen. RCSTR juga dapat mengakomodasi kinetika reaksi yang lebih kompleks, dibandingkan RStoic yang hanya berbasis pada stoikiometri, atau RPlug yang mengasumsikan aliran piston tanpa pencampuran, yang kurang sesuai untuk sistem berbasis fluidisasi. Selain itu, penggunaan REquil tidak cocok karena pembakaran merupakan reaksi eksotermis irreversibel, bukan reaksi kesetimbangan. Dengan pemilihan urutan reaktor tersebut, simulasi pembakaran batubara dalam *Aspen Plus* dapat merepresentasikan proses aktual secara lebih realistis, khususnya pada kondisi *fluidized combustion* yang melibatkan reaksi *multiphase*, pencampuran cepat, dan pelepasan panas secara bertahap.

Sementara itu, pembakaran gas alam dimodelkan menggunakan satu jenis reaktor yaitu RCSTR saja, karena dapat merepresentasikan kondisi reaksi pembakaran yang terjadi secara homogen dalam fase gas. Proses pembakaran gas alam, khususnya metana (CH<sub>4</sub>) sebagai komponen utama, berlangsung sangat cepat, eksotermis, dan dikendalikan secara presisi di dalam ruang bakar *furnace*. RCSTR dipilih karena mampu memodelkan sistem yang bersifat *steady-state*, dengan pencampuran sempurna antara bahan bakar dan udara, sesuai dengan karakteristik pembakaran dalam *vacuum horizontal furnace*. Meskipun reaksi berlangsung cepat, asumsi "*perfect mixing*" dalam RCSTR sangat sesuai untuk menggambarkan kondisi nyata dalam *burner* gas, di mana gas alam dan udara sudah tercampur sebelum memasuki ruang pembakaran.

Jenis reaktor yang digunakan untuk simulasi pembakaran gas alam ini sama dengan yang digunakan dalam tahap akhir reaksi pembakaran batubara, yaitu RCSTR. Namun, alasan penggunaannya berbeda. Pada sistem batubara, RCSTR digunakan untuk memodelkan proses reaksi lanjutan dalam kondisi fluidisasi, yang melibatkan pencampuran intensif antara fase padat dan gas. Sementara pada gas alam, RCSTR digunakan karena pembakaran terjadi dalam fase gas yang seragam dan tidak memerlukan tahapan dekomposisi seperti pada batubara.

Dengan menggunakan pendekatan simulasi ini, analisis dilakukan untuk memperoleh data terkait efisiensi termal, emisi CO<sub>2</sub>, kebutuhan panas (*heat duty*), serta estimasi parameter ekonomi seperti NPV, IRR, dan *Payback Period*. Hasil analisis ini kemudian digunakan sebagai dasar dalam mengevaluasi kelayakan strategi *fuel switching* sebagai bagian dari upaya transisi energi dan reduksi emisi karbon pada sektor industri pupuk.

#### 4.1 Validasi Metode

Untuk memastikan bahwa model simulasi mencerminkan kondisi nyata di lapangan, dilakukan validasi terhadap hasil simulasi dengan membandingkannya pada data aktual operasional dari pabrik dan juga dengan data referensi. Dalam hal ini, parameter *input* pada simulasi, seperti konsumsi batu bara dan gas alam, disesuaikan berdasarkan data teknis aktual dari pabrik. Setelah itu, hasil *output* simulasi seperti panas yang dihasilkan sistem (Q), efisiensi termal, dan emisi karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dibandingkan dengan data aktual atau referensi yang relevan untuk melihat tingkat kecocokan model. Adapun hasil perbandingan antara simulasi dan kondisi aktual ditunjukkan pada tabel dibawah ini :

**Tabel 4.1** Hasil Validasi Simulasi Pembakaran Batubara dengan Data Aktual

<i>Stream</i>	Hasil Simulasi	Hasil Aktual	<i>Error</i>
<i>Heat Out (Q Out)</i> (kW)	4357,499	4357,5	0,00000
Emisi CO <sub>2</sub> (Kg/jam)	1297,41	1297,58	0,00013

Efisiensi Termal (%)	89,91%	76%	0,17606
<b>Error (%)</b>			<b>0,0157%</b>

**Tabel 4.2** Hasil Validasi Simulasi Pembakaran Gas alam dengan Data Referensi

<i>Stream</i>	<b>Hasil Simulasi</b>	<b>Hasil Referensi</b>	<i>Error</i>
<i>Heat Out (Q Out)</i> (kW)	5789,639	5789,6	0,00000
Emisi CO <sub>2</sub> (Kg/jam)	940,456	940,56	0,00011
Efisiensi Termal (%)	90,11%	84,6 %	0,06513
<b>Error (%)</b>			<b>0,0080%</b>

Validasi simulasi yang dihasilkan menunjukkan bahwa model yang digunakan dalam simulasi mampu mempresentasikan kondisi aktual dengan tingkat akurasi yang tinggi. Pada pembakaran batu bara, deviasi antara hasil simulasi dan data aktual sangat kecil, dengan *total error* sebesar 0,0157%, yang mengindikasikan kesesuaian model terhadap proses nyata. Simulasi ini telah disesuaikan dengan kondisi aktual di lapangan, begitu pula pada simulasi pembakaran gas alam yang menunjukkan hasil konsisten terhadap data referensi aktual, dengan *total error* sebesar 0,0080%, menandakan deviasi sangat kecil dalam parameter emisi dan efisiensi termal. Secara keseluruhan, kedua model simulasi yang dilakukan telah tervalidasi dengan baik, menjadikannya dasar yang kuat untuk analisis lebih lanjut.

Berdasarkan hasil validasi dari kedua jenis bahan bakar, nilai *error* pada seluruh parameter berada dalam rentang yang rendah, menunjukkan bahwa model simulasi yang dilakukan dapat merepresentasikan kondisi aktual dengan baik dan akurat. Nilai RRMSE di bawah 10% menunjukkan bahwa model simulasi pembakaran yang dikembangkan memiliki akurasi tinggi dalam memprediksi parameter *output*, seperti *heat duty*, emisi CO<sub>2</sub>, dan efisiensi termal, jika dibandingkan dengan data aktual maupun referensi literatur. Dalam studi (Chen et al., 2022), nilai eror di bawah 10% merupakan indikator bahwa deviasi antara hasil simulasi dan data acuan tergolong kecil dan dapat diterima. Hasil validasi ini juga memperkuat bahwa model simulasi pada proyek akhir ini baik untuk bahan bakar batubara, maupun gas alam dapat dianggap valid dan representatif untuk digunakan dalam analisis *fuel switching* pada proses produksi pupuk. (Ferdiansyah et al., 2022).

#### 4.2 *Environmental Analysis*

Proyek akhir ini juga menganalisa pengaruh lingkungan akibat *fuel switching* dari batu bara menjadi gas alam berdasarkan jumlah emisi karbon yang dihasilkan dalam setiap pembakaran yang dilakukan. Emisi karbon merupakan indikator utama dalam evaluasi keberlanjutan industri, karena seperti yang diketahui bahwa proses pembakaran bahan bakar fosil menyumbang secara signifikan terhadap pelepasan gas rumah kaca (GRK), terutama karbon dioksida (CO<sub>2</sub>). Peningkatan emisi GRK ini menjadi pendorong utama terjadinya pemanasan global yang berdampak luas terhadap ekosistem daratan dan perairan serta garis pantai akibat naiknya permukaan air laut. Pelepasan karbon ke atmosfer, yang dikenal sebagai emisi karbon, merupakan bagian dari emisi gas rumah kaca yang lebih luas. Salah satu sumber emisi karbon yang signifikan adalah aktivitas operasional dari industri proses (Oman Rusmana and I Made Ngurah Purnaman, 2020).

Pemanasan global merupakan fenomena meningkatnya temperatur rata-rata permukaan bumi akibat akumulasi GRK di atmosfer. Gas-gas seperti karbon dioksida (CO<sub>2</sub>), metana (CH<sub>4</sub>), dan dinitrogen oksida (N<sub>2</sub>O) merupakan kontributor utama karena kemampuannya menangkap radiasi panas yang dipantulkan dari permukaan bumi, menyebabkan efek rumah kaca yang semakin intensif. Dalam konteks industri, proses pembakaran bahan bakar fosil merupakan salah satu sumber utama emisi gas rumah kaca, hal ini dikarenakan dalam pembakaran batu bara menghasilkan emisi CO<sub>2</sub> yang relatif tinggi karena kandungan karbonnya yang besar serta pembentukan senyawa sisa seperti SO<sub>x</sub> dan partikulat. Sementara jika dibandingkan dengan gas alam yang didominasi oleh metana (CH<sub>4</sub>) memiliki rasio hidrogen terhadap karbon yang lebih tinggi, sehingga menghasilkan emisi CO<sub>2</sub> yang lebih rendah per satuan energi yang dibakar. Meskipun demikian, CH<sub>4</sub> memiliki potensi pemanasan global yang lebih tinggi dibandingkan CO<sub>2</sub> jika terlepas ke atmosfer tanpa terbakar sempurna.

Dalam proyek akhir ini, evaluasi dampak lingkungan berdasarkan IPCC (*Intergovernmental Panel on Climate Change*) yang merupakan organisasi global yang bertanggung jawab atas assesment ilmu pengetahuan yang berhubungan dengan perubahan iklim dapat dilakukan melalui dua pendekatan utama, yaitu perhitungan jejak karbon (*carbon footprint*) dan kontribusi pemanasan global (*Global Warming Potential/GWP*). Perhitungan jejak karbon dapat dihitung berdasarkan jumlah emisi gas CO<sub>2</sub> yang dihasilkan dari proses pembakaran bahan bakar per satuan waktu, menggunakan persamaan berikut:

$$\text{Carbon Footprint (Kg/jam)} = \text{EF CO}_2 \text{ (kg/GJ)} \times \text{Energy Input (GJ/jam)} \quad (20)$$

Dimana EF<sub>fuel</sub> adalah *emission factor* bahan bakar (kg CO<sub>2</sub>/GJ). Dengan nilai faktor emisi (EF) untuk masing-masing bahan bakar mengacu pada standar dari *Intergovernmental Panel on Climate Change* (IPCC), pada **Tabel 4.3**, mencakup *sub-bituminous coal*, *natural gas* sebagai dasar perhitungan emisi CO<sub>2</sub> spesifik dari tiap jenis bahan bakar yang digunakan.

**Tabel 4.3** Faktor emisi CO<sub>2</sub> berdasarkan bahan bakar yang digunakan

Bahan Bakar	<i>Emission Factor</i> (EF) (Kg CO <sub>2</sub> /GJ)
Batubara <i>Sub-bituminous</i>	96,1
<i>Natural Gas</i>	56,1

Sebagai langkah lanjut dalam evaluasi dampak lingkungan, nilai *Global Warming Potential* (GWP) digunakan untuk mengkuantifikasi kontribusi masing-masing gas rumah kaca terhadap pemanasan global. Perhitungan *GWP Value* penting digunakan untuk menghitung dampak iklim secara keseluruhan dari beberapa emisi gas yang berbeda. Dalam hal ini gas emisi yang dihitung merupakan gas CO<sub>2</sub> dan CH<sub>4</sub>, kemudian untuk gas nitrogen (N<sub>2</sub>) dalam aliran udara diasumsikan sebagai *inert* dan tidak bereaksi membentuk NO<sub>x</sub> dalam simulasi ini, sehingga tidak dimasukkan dalam perhitungan GWP. Perhitungan emisi CO<sub>2</sub> dan CH<sub>4</sub> dari masing-masing bahan bakar dilakukan berdasarkan hasil yang diperoleh dari simulasi reaksi pembakaran yang dimodelkan dalam *Aspen Plus* dengan estimasi GWP dihitung menggunakan *GWP Value*, yang mengacu pada standar IPCC AR5 (2014) tentang nilai GWP yang tertera dalam **Tabel 4.4** sebagai dasar evaluasi kontribusi pemanasan global yang dihasilkan dari masing-masing bahan bakar.

**Tabel 4.4** GWP value periode 100 tahun berdasarkan IPCC AR5

Gas Rumah Kaca	GWP 100 Tahun (IPCC AR5)
CO <sub>2</sub>	1
CH <sub>4</sub>	28
N <sub>2</sub> O	265

Dalam *Global Warming Potential*, Gas yang digunakan sebagai standar pengukuran pemanasan global adalah CO<sub>2</sub> sehingga satuan yang digunakan dalam GWP merupakan kgCO<sub>2</sub>eq. Setiap emisi gas memiliki GWP *Value* yang merupakan nilai relatif untuk memberikan gambaran pengaruh pemanasan gas tersebut terhadap gas karbondioksida (IPCC, 1995). Total perhitungan GWP dapat dihitung dengan menggunakan rumus sebagai berikut (Kramer, Moll and Nonhebel, 1999):

$$\text{GWP Contribution} = \sum \text{GWP } P_i \times m_i \quad (21)$$

Dimana:

GWP  $P_i$  : GWP *value* untuk menunjukkan ekuivalensi gas terhadap gas CO<sub>2</sub>

$m_i$  : massa gas yang dihasilkan dari proses produksi.

Untuk mengevaluasi dampak lingkungan dari peralihan bahan bakar, dilakukan perhitungan emisi CO<sub>2</sub> berbasis hasil simulasi pembakaran, yang meliputi perhitungan emisi CO<sub>2</sub>, jejak karbon (*carbon footprint*), serta kontribusi terhadap pemanasan global (*Global Warming Potential / GWP*) untuk masing-masing bahan bakar. Perbedaan jumlah emisi yang dihasilkan oleh batubara dan gas alam menjadi indikator utama dalam menentukan efektivitas *fuel switching* dalam menurunkan jejak karbon. Hasil perhitungan emisi CO<sub>2</sub> dari ketiga bahan bakar tersebut disajikan pada **Tabel 4.5**.

**Tabel 4.5** Hasil Perhitungan Emisi CO<sub>2</sub>

Bahan Bakar	Emisi CO <sub>2</sub> (Simulasi, ton/jam)	GWP <i>Contribution</i> (CO <sub>2</sub> -eq)	<i>Carbon Footprint</i> (ton CO <sub>2</sub> /jam)
Batu Bara	1,297	3189,6895	1,648
Gas Alam	0,941	940,4559	1,105

Berdasarkan hasil simulasi, emisi CO<sub>2</sub> dari pembakaran batubara tercatat sebesar 1,297 ton/jam, menjadi yang tertinggi di antara kedua bahan bakar yang dianalisis. Sementara itu, pembakaran gas alam menghasilkan emisi yang lebih rendah, yaitu sebesar 0,941 ton/jam. Perbedaan ini juga tercermin dalam kontribusi terhadap *Global Warming Potential* (GWP). Batubara memberikan kontribusi GWP sebesar 3189,6895 CO<sub>2</sub>-eq, jauh lebih tinggi dibandingkan gas alam yang hanya sebesar 940,4559 CO<sub>2</sub>-eq. Nilai GWP ini tidak hanya mempertimbangkan emisi karbon dioksida, tetapi juga memperhitungkan kontribusi dari gas rumah kaca lain seperti metana (CH<sub>4</sub>) dan dinitrogen oksida (N<sub>2</sub>O), yang walaupun dilepas dalam jumlah kecil, memiliki potensi pemanasan global yang masing-masing 28 dan 265 kali lebih besar dibanding CO<sub>2</sub>. Oleh karena itu, walaupun perbedaan emisi CO<sub>2</sub> secara absolut terlihat moderat, nilai GWP menunjukkan lonjakan signifikan akibat efek gas rumah kaca lainnya yang dilepas selama proses pembakaran.

Dalam perhitungan *carbon footprint*, batubara kembali menunjukkan nilai tertinggi, yaitu sebesar 1,648 ton CO<sub>2</sub>/jam, sedangkan gas alam berada pada angka 1,105 ton CO<sub>2</sub>/jam. Perbedaan antara hasil simulasi emisi CO<sub>2</sub> dan *carbon footprint* terjadi karena metode *carbon footprint* mengasumsikan seluruh karbon dalam bahan bakar terbakar sempurna menjadi CO<sub>2</sub>, tanpa mempertimbangkan efisiensi pembakaran aktual. Batubara, yang memiliki kandungan karbon lebih tinggi dibandingkan gas alam, secara otomatis menghasilkan perbedaan yang lebih besar antara simulasi aktual dan perhitungan teoritis *carbon footprint*. Hal ini sejalan dengan "*the use of standard emission factors in carbon footprint assessments often fails to capture actual combustion efficiency differences between systems and fuel types*". Karena itu, perhitungan *carbon footprint* yang menggunakan pendekatan default cenderung tidak merepresentasikan kondisi riil di lapangan, terutama ketika membandingkan bahan bakar dengan kandungan karbon dan karakteristik pembakaran yang berbeda, seperti batubara dan gas alam (Hafner et al., 2024).

Selain itu, perbedaan tajam antara nilai GWP dan hasil *carbon footprint* juga disebabkan oleh fakta bahwa GWP memperhitungkan keberadaan gas rumah kaca lainnya, yang meskipun dalam jumlah kecil, memiliki efek pemanasan yang sangat besar sehingga kontribusi GWP dari batubara meningkat drastis.

Secara keseluruhan, gas alam terbukti lebih ramah lingkungan dibandingkan batubara, karena menghasilkan emisi CO<sub>2</sub> dari hasil simulasi, perhitungan GWP, dan perhitungan *carbon footprint* yang jauh lebih rendah. Jika dibandingkan, *fuel switching* dari batubara ke gas alam mampu menurunkan GWP hingga 68,78% dan mengurangi *carbon footprint* sebesar 51,53%. Hal ini menegaskan bahwa penggunaan gas alam sebagai alternatif bahan bakar tidak hanya meningkatkan efisiensi energi, tetapi juga memberikan dampak positif terhadap pengurangan emisi gas rumah kaca. Dengan demikian, berdasarkan analisis lingkungan dari kedua bahan bakar, dapat disimpulkan bahwa peralihan dari batubara ke gas alam merupakan langkah strategis dalam mendukung upaya dekarbonisasi industri, serta berkontribusi nyata terhadap pencapaian target penurunan emisi nasional menuju transisi energi yang lebih bersih, efisien, dan berkelanjutan.

### 4.3 Analisa Sizing Furnace

Analisis *sizing furnace* dilakukan untuk menentukan dan membandingkan ukuran ruang bakar pada sistem pembakaran batu bara dan gas alam yang digunakan dalam proses produksi pupuk NPK. Penentuan ukuran ini penting untuk memastikan kebutuhan panas proses dapat terpenuhi secara efisien, serta menjadi dasar dalam perhitungan ekonomi teknik seperti estimasi biaya investasi, kebutuhan material, dan operasional. Perhitungan dilakukan dengan pendekatan neraca energi, menggunakan data nilai kalor bahan bakar (LHV), efisiensi termal masing-masing sistem, serta asumsi *Heat Release Rate* (HRR) yang mengacu pada *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Karena masing-masing bahan bakar memiliki karakteristik pembakaran yang berbeda, maka ukuran dan desain *furnace*-nya pun berbeda, sehingga perlu dilakukan perbandingan antara keduanya.

Perbandingan *sizing furnace* antara sistem berbahan bakar batu bara dan gas alam bertujuan untuk mengetahui perbedaan kebutuhan volume dan dimensi ruang bakar setelah dilakukan *fuel switching*. HRR merupakan salah satu parameter penting dalam desain *furnace*, yang menunjukkan seberapa besar energi panas dapat dilepas per satuan volume ruang bakar.

**Tabel 4.6** membandingkan parameter operasional utama antara *fluidized bed furnace* (FBF) yang digunakan untuk pembakaran batubara dan *vacuum horizontal furnace* (VHF) yang digunakan untuk pembakaran gas alam.

**Tabel 4.6** Tabel Perbandingan *Sizing Furnace*

<b>Parameter</b>	<b>Batubara</b>	<b>Natural gas</b>
Tipe <i>furnace</i>	<i>Fluidized bed furnace</i>	<i>Vacuum horizontal furnace</i>
Laju bahan bakar	850 kg/jam	525 Nm <sup>3</sup> /jam
<i>Heat Duty</i>	4357,499 kW	5789,639 kW
Volume ruang bakar	11,62 m <sup>3</sup>	7,24 m <sup>3</sup>

Berdasarkan data di atas, meskipun kebutuhan energi (*heat duty*) untuk kedua sistem tidak berbeda terlalu jauh, terdapat perbedaan volume ruang bakar yang cukup signifikan antara kedua tipe *furnace*. Selisih ini tampak besar secara numerik, namun sangat logis jika ditinjau dari perbedaan karakteristik bahan bakar dan mekanisme pembakarannya. Hal ini dapat dijelaskan dari perbedaan mendasar pada karakteristik bahan bakar dan mekanisme pembakarannya.

*Fluidized bed furnace* memerlukan volume ruang bakar yang lebih besar karena pembakaran batubara melibatkan partikel padat yang terbakar secara bertahap melalui proses pengeringan, devolatilisasi, pembakaran *volatile*, dan pembakaran karbon residu. Proses ini membutuhkan waktu tinggal yang lebih lama dan ruang pembakaran yang lebih luas untuk menjamin reaksi berlangsung sempurna dalam sistem fluidisasi. Selain itu, *furnace* ini juga memiliki *bed zone* dan *freeboard* yang secara fisik menambah tinggi dan volume sistem. Selain itu, desain *furnace* ini terdiri dari dua zona utama, yaitu *bed zone* dan *freeboard*, yang secara fisik turut menambah volume total ruang pembakaran (Basu, 2006).

Sebaliknya, pembakaran pada *vacuum horizontal furnace* menggunakan gas alam dalam bentuk fase gas, yang memungkinkan reaksi berlangsung jauh lebih cepat dan langsung. Gas alam, terutama metana (CH<sub>4</sub>), bereaksi secara eksotermis dengan oksigen membentuk CO<sub>2</sub> dan uap air dalam reaksi yang bersifat cepat, efisien, dan mudah dikontrol melalui *burner*. Oleh karena itu, desain *furnace* gas tidak membutuhkan ruang besar dan umumnya bersifat kompak, dengan nilai *volumetric heat release* yang jauh lebih tinggi yaitu sebesar 799 kW/m<sup>3</sup> dibandingkan sistem batubara sebesar 375 kW/m<sup>3</sup>. Proses ini tidak memerlukan tahapan reaksi kompleks seperti pada batubara, serta dapat dilakukan dalam ruang pembakaran yang lebih kompak dan terkendali (Turns, 2013).

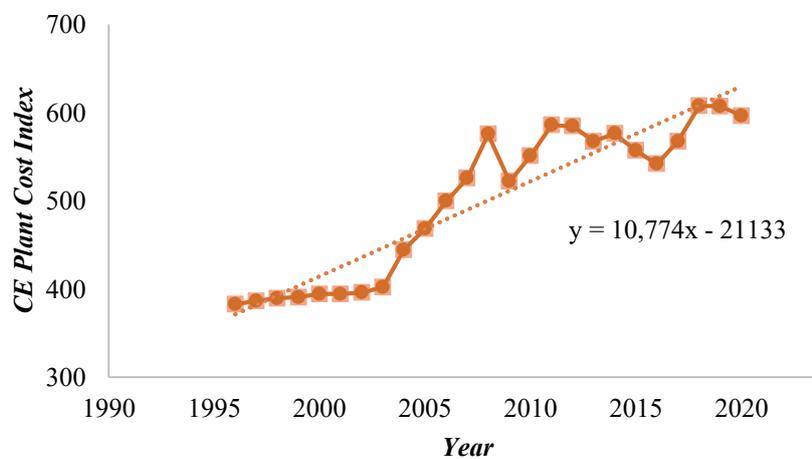
Dengan mempertimbangkan perbedaan sifat fisik dan kimia bahan bakar, serta mekanisme dan laju reaksi pembakaran, maka perbedaan volume ruang bakar yang mencapai hampir 1,6 kali lipat antara kedua sistem dapat dianggap masuk akal dan sesuai dengan prinsip desain termal industri. Hal ini juga diperkuat oleh data desain sistem pembakaran di industri energi, yang menunjukkan bahwa *furnace* berbasis gas alam umumnya dirancang lebih padat (*compact*), namun dengan densitas energi yang tinggi (IEA *Clean Coal Centre*, 2020).

#### 4.4 Analisa Ekonomi Teknik

Pada proyek akhir ini, analisa ekonomi teknik juga dihitung dengan tujuan untuk menganalisis kelayakan finansial dari transisi penggunaan bahan bakar batu bara ke gas alam dalam sistem produksi pupuk NPK. Aspek utama yang dianalisis meliputi biaya kebutuhan

investasi awal (CapEx), biaya operasional (OpEx) serta indikator kelayakan seperti *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), dan *Payback Period* (PP).

Untuk melakukan evaluasi kelayakan ekonomi terhadap *fuel switching*, perbandingan antara batu bara dan gas alam difokuskan kepada dua aspek utama, yaitu biaya investasi awal dan biaya operasional tahunan. Pada tahap awal perhitungan biaya investasi, digunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) untuk menyesuaikan harga peralatan dari tahun referensi ke tahun sekarang. Indeks ini penting untuk mengakomodasi perubahan inflasi, biaya material, dan tenaga kerja dari tahun ke tahun. Nilai CEPCI ini secara khusus digunakan dalam estimasi biaya peralatan pada industri kimia, yang merupakan komponen utama dalam perhitungan *Fixed Capital Investment* (FCI). Metode perhitungan maupun nilai indeks CEPCI yang digunakan mengacu pada sumber dari Peters, Timmerhaus, dan West dalam buku *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Grafik CEPCI berikut menunjukkan tren perubahan indeks dari tahun 1996 hingga 2025:



**Gambar 4.1** Grafik *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Grafik CEPCI diatas menunjukkan tren perubahan indeks dari tahun 1996 hingga 2025. Berdasarkan grafik tersebut, dilakukan regresi linier untuk mendapatkan persamaan garis tren yang memodelkan pertumbuhan indeks dari waktu ke waktu. Dari persamaan regresi tersebut, diperoleh nilai estimasi CEPCI tahun 2025 sebesar 684,35, yang selanjutnya digunakan dalam perhitungan eskalasi biaya peralatan. Kenaikan nilai CEPCI dari tahun ke tahun disebabkan oleh beberapa faktor utama, seperti inflasi umum, peningkatan biaya bahan material tekni, upah tenaga kerja di sektor industri, serta fluktuasi harga energi dan komoditas global. Selain itu, perubahan regulasi dan dinamika pasar internasional juga berkontribusi terhadap meningkatnya biaya pembangunan pabrik kimia, sehingga tercermin dalam tren kenaikan indeks ini secara konsisten (Mochalin & Ishchenko, 2023).

Setelah memperoleh nilai CEPCI sebagai dasar eskalasi biaya, tahap selanjutnya adalah melakukan estimasi *Capital Expenditure* (CapEx), yang mencakup seluruh biaya investasi awal untuk membangun atau memodifikasi fasilitas produksi. CapEx terdiri dari beberapa komponen utama seperti biaya peralatan proses (*Purchased Equipment Cost*), biaya instalasi, hingga biaya *piping* yang digunakan. Estimasi *Capital Expenditure* (CapEx) dalam studi ini diperoleh berdasarkan data harga peralatan dari literatur yang telah tersedia, dengan kapasitas dan tahun acuan yang sesuai referensi. Harga peralatan tersebut kemudian

disesuaikan terhadap kapasitas aktual yang direncanakan dalam proyek akhir ini menggunakan metode skala kapasitas (*capacity scaling*) dengan pendekatan eksponensial. Setelah itu, nilai biaya yang telah disesuaikan tersebut dikonversi ke tahun sekarang dengan menggunakan indeks *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) agar mencerminkan kondisi biaya aktual pada tahun 2025.

**Tabel 4.7** *Capital Expenditure*

<i>Component</i>	<i>Natural Gas</i>
<i>Machine Value</i>	\$ 457.711,82
<i>Compressor</i>	\$ 11.281,82
<i>Installation</i>	\$ 117.248,41
<i>Piping</i>	\$ 70.349,05
<i>Capital Expenditure Total</i>	\$ 656.591,10

Pada **Tabel 4.7** merupakan hasil perhitungan *capital expenditure*, didapatkan hasil bahwa biaya modal proyek gas alam sebesar \$656.591,10. Maka pada proyek *fuel switching* ini perusahaan perlu berinvestasi sebesar \$72.170,17, biaya ini dikeluarkan untuk membeli *furnace* baru, biaya instalasinya dan biaya perpipaannya. Pendanaan untuk proyek ini adalah 70% berasal dari dana pinjaman *bank* dan 30% adalah ekuitas perusahaan. Perhitungan *Capital Expenditure* (CapEx) dalam proyek akhir ini difokuskan pada biaya langsung utama yang berkaitan dengan proses modifikasi sistem pembakaran, yaitu nilai mesin *furnace* baru, kompresor, instalasi, dan perpipaan. Pendekatan ini dipilih karena proyek dilakukan di pabrik yang sudah beroperasi, sehingga hanya memerlukan penyesuaian pada unit *burner* dan infrastruktur pendukungnya, bukan pembangunan fasilitas baru secara menyeluruh.

**Tabel 4.8** *Salvage Value*

<i>Year</i>	<i>Initial Cost</i>	<i>Depreciation</i>	<i>Book Value (End Of Year)</i>
1	\$ 457,711.82	\$ 41,194.06	\$ 416,517.75
2	\$ 416,517.75	\$ 41,194.06	\$ 375,323.69
3	\$ 375,323.69	\$ 41,194.06	\$ 334,129.63
4	\$ 334,129.63	\$ 41,194.06	\$ 292,935.56
5	\$ 292,935.56	\$ 41,194.06	\$ 292,935.56
6	\$ 251,741.50	\$ 41,194.06	\$ 251,741.50
7	\$ 210,547.44	\$ 41,194.06	\$ 210,547.44
8	\$ 169,353.37	\$ 41,194.06	\$ 169,353.37
9	\$ 128,159.31	\$ 41,194.06	\$ 128,159.31
10	\$ 86,965.25	\$ 41,194.06	\$ 45,771.18

Pada **Tabel 4.8** ditunjukkan bahwa di akhir umur proyek, peralatan seperti *furnace* masih memiliki nilai sisa sebesar \$45,771.18 yang dapat diperhitungkan sebagai penerimaan tambahan. Nilai ini dimasukkan kedalam arus kas pada tahun terakhir proyek sebagai komponen positif yang akan meningkatkan *Net Present Value* (NPV) dan memperkuat kelayakan ekonomi proyek secara keseluruhan.

**Tabel 4.9 Operational Expenditure**

<i>Component</i>	<i>Coal</i>	<i>Natural Gas</i>
<i>Fuel Consumption</i>	\$ 497,158.20	\$ 658,627.20
<i>Labor</i>	\$ 42,217.93	\$ 35,646.45
<i>Supervision</i>	\$ 6,332.69	\$ 5,346.97
<i>Utilities</i>	\$ 212,286.55	\$ 109,990.74
<i>Maintenance</i>	\$ 29,223.55	\$ 13,131.82
<i>Raw material</i>	\$ 4,383.53	\$ 4,383.53
<i>Lab cost</i>	\$ 4,221.79	\$ 3,564.64
<i>Insurance</i>	\$ 5,844.71	\$ 6,565.91
<i>Taxes</i>	\$ 5,844.71	\$ 6,565.91
<i>Additional Cost</i>	\$ 46,664.50	\$ 32,475.14
<i>Distribution</i>	\$ 29,223.55	\$ 19,697.73
<i>Operational Expenditure Total</i>	\$ 883,401.71	\$ 895,996.04

Pada **Tabel 4.9** menyajikan perbandingan komponen biaya operasional (OpEx) antara penggunaan batu bara dan *natural gas* sebagai bahan bakar dalam sistem pembakaran. Terlihat bahwa total biaya operasional sistem batu bara mencapai \$883,401.71, sedangkan sistem berbahan bakar *natural gas* sedikit lebih tinggi, yaitu \$895,996.04.

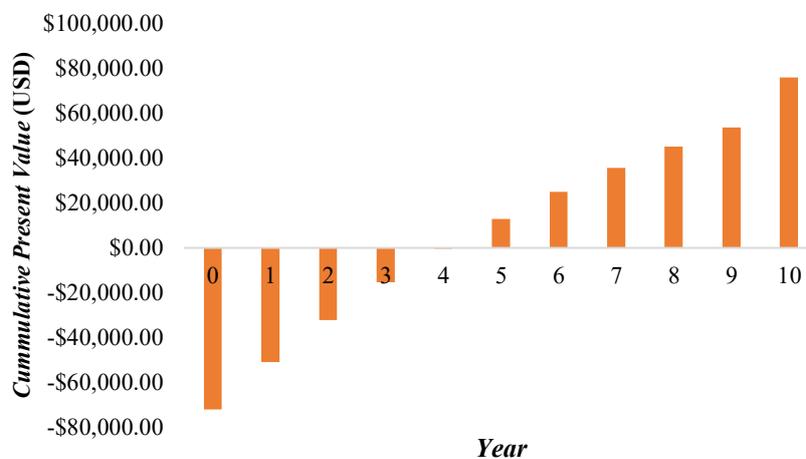
Peningkatan total biaya operasional pada sistem berbasis *natural gas* terutama disebabkan oleh naiknya biaya konsumsi bahan bakar, yakni sebesar \$658.627,20, lebih tinggi sekitar 32% dibandingkan dengan biaya bahan bakar batu bara sebesar \$497.158,20. Hal ini mencerminkan bahwa *natural gas* sebagai energi bersih memiliki harga pasar yang lebih tinggi dibandingkan batu bara. Namun, pada beberapa komponen lain sistem *natural gas* justru menunjukkan efisiensi biaya. Biaya tenaga kerja (*labor*) menurun dari \$42.217,93 menjadi \$35.646,45, sedangkan *supervision* turun dari \$6.332,69 menjadi \$5.346,97. Penurunan ini mencerminkan bahwa sistem *natural gas* cenderung lebih otomatis dan membutuhkan pengawasan yang lebih minimal dibanding sistem batu bara yang memerlukan penanganan manual serta pengelolaan limbah padat.

Biaya utilitas pada sistem *natural gas* juga menurun secara signifikan, dari \$212.286,55 menjadi \$109.990,74, Penurunan ini terjadi karena sistem berbahan bakar *natural gas* tidak membutuhkan peralatan tambahan yang mengonsumsi energi besar, seperti *pulverizer* untuk menggiling batu bara, *conveyor* listrik untuk pemindahan material padat, dan sistem pembersih abu (*ash handling system*). Sehingga menunjukkan efisiensi energi yang dihasilkan oleh sistem pembakaran gas yang lebih bersih dan stabil. Selain itu, komponen seperti *maintenance*, *distribution*, laboratorium, dan *additional cost* juga menunjukkan penurunan biaya. Biaya *maintenance* turun dari \$29.223,55 pada sistem batu bara menjadi hanya \$13.131,82 pada sistem *natural gas*, karena tidak lagi diperlukan penanganan abu atau sistem pembersihan yang kompleks. Distribusi juga lebih hemat, dari \$29.223,55 menjadi \$19.697,73, seiring penggunaan jaringan pipa langsung yang mengurangi kebutuhan alat angkut fisik dan sistem bongkar-muat.

Biaya *lab cost* menurun dari \$4.221,79 menjadi \$3.564,64, sedangkan *additional cost* juga berkurang dari \$46.664,50 menjadi \$32.475,14, menunjukkan efisiensi sistem pendukung di luar proses utama. Namun, terdapat sedikit peningkatan pada biaya asuransi dan

pajak (*taxes*) yang masing-masing naik dari \$ 5.844,71 menjadi \$ 6.565,91. Hal ini disebabkan oleh penggunaan peralatan dan sistem pembakaran *modern* bernilai lebih tinggi, seperti *burner* khusus untuk *vacuum furnace*, sistem automasi, serta peralatan keselamatan tambahan, yang meningkatkan nilai aset dan berdampak pada premi asuransi serta beban pajak tahunan. Secara keseluruhan, total OpEx sistem *natural gas* mencapai \$895.996,04, sedikit lebih tinggi dibandingkan OpEx batu bara sebesar \$883.401,71, dengan selisih sekitar \$12.594,33. Namun perbedaan ini masih dapat diterima, mengingat adanya peningkatan efisiensi operasional, pengurangan emisi, serta potensi peningkatan keandalan sistem dalam jangka panjang.

Setelah dilakukan estimasi CapEx dan OpEx, analisis kelayakan ekonomi dilanjutkan dengan menghitung *Net Present Value* (NPV) untuk mengevaluasi apakah proyek *fuel switching* dari batu bara ke *natural gas* layak dijalankan secara finansial. Gambar di bawah ini menunjukkan grafik hubungan antara nilai NPV terhadap variasi umur proyek dan nilai investasi awal:



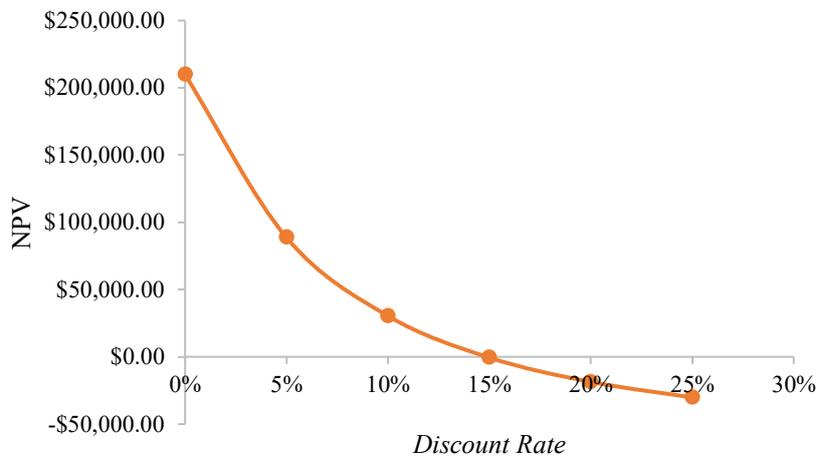
**Gambar 4.2** *Net Present Value* (NPV) Gas Alam

Pada **Gambar 4.2** menunjukkan grafik *Cummulative Present Value* (CPV) selama periode proyek selama 10 tahun. Pada awal proyek (tahun ke-0), terdapat investasi awal sebesar \$72.120,17 yang menyebabkan CPV berada pada posisi negatif. Nilai ini mencerminkan total biaya modal (*initial investment*) yang dikeluarkan di awal implementasi program *fuel switching* dari batu bara ke *natural gas*.

Selama tiga tahun pertama, CPV masih berada dalam kondisi negatif karena arus kas tahunan belum mampu menutupi pengeluaran awal. Namun, pada tahun ke-4 CPV mulai mendekati titik impas, dan pada tahun ke-5, nilai CPV menjadi positif untuk pertama kalinya. Titik ini menunjukkan bahwa proyek telah mencapai *payback period* secara dikonto (*discounted payback period*), yaitu waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan investasi awal setelah memperhitungkan nilai waktu uang (*time value of money*).

Setelah tahun ke-5, CPV terus mengalami peningkatan yang stabil setiap tahunnya. Pada akhir tahun ke-10, nilai CPV kumulatif mencapai \$76,009.13, yang juga merupakan *Net Present Value* (NPV) dari proyek ini. Nilai NPV ini dihitung menggunakan tingkat diskonto sebesar 12%, yang mencerminkan biaya modal (*cost of capital*) dan risiko investasi dalam proyek industri. Nilai NPV positif menunjukkan bahwa proyek ini secara finansial layak untuk dijalankan (*feasible*) karena dapat menghasilkan keuntungan bersih setelah memperhitungkan

seluruh biaya investasi dan operasional. Selain itu, tercapainya titik balik modal pada tahun ke-5 juga memperkuat bahwa proyek ini memiliki potensi pengembalian investasi dalam jangka menengah.



**Gambar 4.3** *Net Present Value (NPV) vs Discount Rate*

**Gambar 4.3** menunjukkan hubungan antara *Net Present Value* (NPV) dan variasi *discount rate* (tingkat diskonto) yang digunakan dalam evaluasi proyek *fuel switching*. Terlihat bahwa semakin tinggi tingkat diskonto yang diterapkan, nilai NPV proyek semakin menurun. Hal ini wajar karena semakin besar *discount rate*, maka nilai kini (*present value*) dari arus kas masa depan akan semakin kecil.

Pada grafik ini, NPV menyentuh titik nol di sekitar tingkat diskonto 12%, yang menunjukkan bahwa *Internal Rate of Return* (IRR) dari proyek adalah sebesar 32%. Nilai IRR ini merupakan titik di mana total NPV proyek sama dengan nol, atau dengan kata lain, tingkat keuntungan maksimum yang dihasilkan proyek. Dikarenakan nilai IRR yang diperoleh lebih tinggi dibanding tingkat diskonto yang digunakan yaitu sebesar 12%, maka proyek *fuel switching* ini dianggap menguntungkan secara ekonomi. Semakin besar selisih antara nilai IRR dengan tingkat diskonto maka semakin tinggi pula *margin* (keuntungan) yang didapatkan, hal ini menjadi alasan kuat dalam segi ekonomi untuk merealisasikan proyek tersebut (Magni, 2010). Dari hasil nilai NPV dan IRR sebelumnya, didapatkan bahwa *payback period* proyek ini adalah selama 3 tahun untuk mengembalikan investasi awal dari arus kas masuk proyek tersebut.

#### 4.5 *Fuel Switching Analysis*

Analisis *fuel switching* dilakukan untuk membandingkan performa kedua jenis bahan bakar utama yang digunakan dalam proses produksi pupuk NPK, yaitu batubara *sub-bituminous*, dan gas alam. Evaluasi dilakukan dari tiga aspek utama: teknis, lingkungan, dan ekonomi, guna menentukan bahan bakar yang paling optimal dan berkelanjutan untuk digunakan ke depan. Strategi ini didasari oleh kebutuhan untuk menurunkan emisi karbon serta meningkatkan efisiensi pembakaran dalam sistem *furnace* yang selama ini menggunakan batu bara sebagai sumber energi utama.

Dari aspek teknis, hasil simulasi menunjukkan bahwa gas alam memiliki efisiensi termal tertinggi, yaitu sebesar sebesar 90,11%, dan batubara sebesar 89,91%. Meski

perbedaannya tidak signifikan, gas alam tetap memiliki keunggulan dalam hal kestabilan pembakaran dan kontrol proses yang lebih baik, serta menghasilkan panas output tertinggi sebesar 5789,64 kW, dibandingkan batubara yang lebih rendah. Selain itu, pembakaran gas alam berlangsung lebih stabil dan efisien karena terjadi dalam fase gas dan dapat dikontrol secara presisi melalui *burner*. Batubara, meskipun masih memiliki efisiensi yang cukup baik, cenderung memiliki variabilitas dalam pembakaran dan menghasilkan *output* energi yang lebih rendah.

Pada aspek lingkungan, indikator utama yang digunakan adalah emisi karbon dioksida (CO<sub>2</sub>). Berdasarkan hasil simulasi, batubara menghasilkan emisi sebesar 1297,41 kg/jam, sementara gas alam menghasilkan emisi yang jauh lebih rendah, yaitu 940,46 kg/jam, yang berarti lebih ramah lingkungan. Perbedaan ini menunjukkan bahwa *switching* ke gas alam berpotensi memberikan kontribusi besar dalam upaya penurunan emisi karbon industri. Pengurangan emisi ini menjadi sangat penting dalam konteks target dekarbonisasi nasional dan komitmen industri menuju transisi energi bersih.

Dari segi ekonomi, meskipun penggunaan gas alam membutuhkan investasi awal yang lebih tinggi untuk penggantian *furnace* dan instalasi perpipaan, namun biaya operasionalnya dinilai lebih efisien dibandingkan batubara. Berdasarkan perhitungan keekonomian, pergantian bahan bakar ke gas alam menghasilkan *Net Present Value* (NPV) positif sebesar \$76,009.13, *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 32%, dan butuh 3 tahun untuk mengembalikan investasi awal dari asrus kas masuk proyek tersebut. Hal ini menjadikan gas alam sangat menguntungkan secara finansial. Batubara, di sisi lain, meskipun tidak memerlukan investasi awal karena telah menjadi sistem yang ada, namun memiliki biaya operasional yang tertinggi dan menjadi penyumbang emisi terbesar, sehingga berisiko terhadap regulasi emisi dan biaya lingkungan di masa depan.

Hasil yang didapat diperkuat oleh *International Energy Agency* (IEA, 2021) menyebutkan bahwa transisi dari batubara ke gas alam dapat mengurangi emisi CO<sub>2</sub> hingga 50%. Proyek akhir Liu et al. (2019) dalam *Applied Energy* juga menyatakan bahwa efisiensi termal pembakaran gas alam dapat mencapai 95% dengan intensitas emisi yang sangat rendah. Oleh karena itu, berdasarkan analisis dari ketiga aspek tersebut, dapat disimpulkan bahwa gas alam merupakan bahan bakar paling optimal untuk menggantikan batubara dalam proses produksi pupuk NPK. Gas alam memberikan keseimbangan terbaik antara efisiensi energi, emisi rendah, dan kelayakan ekonomi, serta lebih siap mendukung target dekarbonisasi industri.

## BAB 5

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil simulasi, analisis perbandingan bahan bakar, dan evaluasi performa energi serta lingkungan, maka dapat disimpulkan bahwa proyek akhir ini berhasil mencapai tujuan yang telah ditetapkan. Kesimpulan disusun untuk menjawab tujuan utama proyek, yaitu sebagai berikut:

1. *Fuel switching* ke gas alam merupakan pilihan paling menguntungkan dari segi ekonomi. Meskipun membutuhkan investasi awal yang lebih tinggi untuk penggantian furnace dan instalasi perpipaan, gas alam memberikan efisiensi biaya operasional yang jauh lebih baik dibanding batubara. Hasil perhitungan menunjukkan bahwa pergantian bahan bakar ke gas alam menghasilkan *Net Present Value* (NPV) positif sebesar \$76,009.13, *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 32%, dan waktu pengembalian investasi (*Payback Period*) selama 3 tahun. Hal ini menjadikan gas alam sangat menguntungkan secara finansial. Sementara itu, batubara sendiri memang tidak memerlukan investasi baru, tetapi memiliki biaya operasional tertinggi dan semakin berisiko secara ekonomi karena tekanan regulasi terhadap emisi karbon.

#### 5.2 Saran

Berdasarkan hasil proyek akhir ini, disarankan untuk melakukan analisis ekonomi lanjutan menggunakan parameter lain seperti *Return on Investment* (ROI), *Payback Time* (POT), dan *Break-Even Point* (BEP) guna memperoleh gambaran keekonomian yang lebih komprehensif. Selain itu, analisis lebih lanjut seperti *Levelized Cost of Fuel* (LCOF) dapat digunakan untuk mengevaluasi biaya energi per satuan produk secara menyeluruh. Dapat pula ditelusuri pengaruh variasi konsumsi utilitas, khususnya jumlah *natural gas* dan udara panas yang digunakan dalam sistem pembakaran, terhadap total biaya operasional pabrik.

## DAFTAR PUSTAKA

- Abbas, Q., Yaqoob, H., Sajjad, U., Ali, H. M., & Jamil, M. M. (2025). Utilization Of Local Coal In Pakistan's Oil-Fired Power Plants And Future Clean Technologies For Power Generation. *Case Studies In Chemical And Environmental Engineering*, 11, 101132. <https://doi.org/10.1016/j.cscee.2025.101132>
- Amir, F., & Gamela Saldy, T. (2022). Analisis Kelayakan Investasi Pada Kegiatan Batubara KUD Sinamar Sakato Dengan Metoda NPV. *Jurnal Sains Dan Teknologi*, 22, 327–335. <https://doi.org/10.36275/stsp.v22i2.531>
- Asosiasi Produsen Pupuk Indonesia. (2020). *Asosiasi Produsen Pupuk Indonesia*. <https://www.appi.or.id/>
- Chen, R., Cai, J., Wang, X., Song, W., Li, X., & Lyu, Q. (2023). A Novel Model To Predict The Pyrolysis Process With Preciseness And Conciseness: Complementation-Distributed Activation Energy Model (C-DAEM). *Fuel*, 331. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.125791>
- Clark, G., Davis, M., Shibani, & Kumar, A. (2024). Assessment Of Fuel Switching As A Decarbonization Strategy In The Cement Sector. *Energy Conversion And Management*, 312. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2024.118585>
- Gordon, L. A., & Iyengar, R. J. (1996). Return On Investment And Corporate Capital Expenditures: Empirical Evidence. *Journal Of Accounting And Public Policy*, 15(4), 305–325. [https://doi.org/10.1016/S0278-4254\(96\)00038-5](https://doi.org/10.1016/S0278-4254(96)00038-5)
- Guo, X., Bouteraa, Y., Khishe, M., Li, C., & Martín, D. (2024). Intelligent Optimization Of Steam Gasification Catalysts For Palm Oil Waste Using Support Vector Machine And Adaptive Transition Marine Predator Algorithm. *Complex And Intelligent Systems*, 10(5), 6283–6303. <https://doi.org/10.1007/s40747-024-01502-3>
- Harefa, M. S., Hidayat, S., Mercy, G., Hia, E., Pasaribu, S. Y., Putri, N. K., & Muis, A. A. (2024). Analisis Pemanfaatan Gas Alam Sebagai Pengganti Gas LPG. *Sosial: Jurnal Ilmiah Pendidikan IPS*, 179–182. <https://doi.org/10.62383/sosial.v2i4.516>
- He, Z., Ding, B., Pei, S., Cao, H., Liang, J., & Li, Z. (2023). The Impact Of Organic Fertilizer Replacement On Greenhouse Gas Emissions And Its Influencing Factors. In *Science Of The Total Environment* (Vol. 905). Elsevier B.V. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2023.166917>
- Herce, C., González-Espinosa, A., Gil, A., Cortés, C., González-Rebordinos, J., Guégués, T., Gil, M., Ferré, L., Brunet, F., & Arias, A. (2020). Combustion Monitoring In An Industrial Cracking Furnace Based On Combined CFD And Optical Techniques. *Fuel*, 280. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.118502>
- IEA. (2019). *The Role Of Gas In Today's Energy Transitions*. [iea.org](http://iea.org)
- Indra Sanjaya, F., & Heksaputra, D. (2020). *Prediksi Rerata Harga Beras Tingkat Grosir Indonesia Dengan Long Short Term Memory*. 7(2), 163–174. <http://jurnal.mdp.ac.id>

- IRENA. (2023). *World Energy Transitions Outlook 2023. 1*.  
<https://www.irena.org/Digital-Report/World-Energy-Transitions-Outlook-2023>
- Jeenchay, J., & Siemanond, K. (2018). Ammonia/Urea Production Process Simulation/Optimization With Techno-Economic Analysis. *Computer Aided Chemical Engineering*, 43, 385–390. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-64235-6.50070-X>
- Kaizen Institute. (2025). What Is OPEX (Operational Expenditure)? Examples And Strategis. *Kaizen Institute*. <https://kaizen.com/insights/opex-examples-strategies/>
- Kementrian ESDM. (2024). *Pemerintah Kejar Target Tingkatkan Bauran EBT*.  
<https://www.esdm.go.id/id/media-center/arsip-berita/pemerintah-kejar-tingkatkan-bauran-ebt>
- Kent, R. (2018). Energy Management In Plastics Processing (Third Edition). In *Chapter 3 - Targeting And Controlling Energy Costs* (Pp. 79–104). Elsevier.  
<https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102507-9.50003-9>
- Klomp, P. (2021). *Manure Pellets, And Process And Equipment For Making The Same*.
- Kumar, R. (2016). Perspectives On Value And Valuation. *Valuation*, 3–46.  
<https://doi.org/10.1016/B978-0-12-802303-7.00001-2>
- Liu, B., Yang, X. Min, Song, W. L., & Lin, W. Gang. (2012). Process Simulation Of Formation And Emission Of NO And N<sub>2</sub>O During Coal Decoupling Combustion In A Circulating Fluidized Bed Combustor Using Aspen Plus. *Chemical Engineering Science*, 71(X), 375–391. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.10.050>
- Liu, Z., Zhong, W., Liu, X., & Shao, Y. (2023). Techno-Economic And Environmental Evaluation Of A Supercritical CO<sub>2</sub> Coal-Fired Circulating Fluidized Bed Boiler Power Generation. *Energy*, 285(September), 129470.  
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2023.129470>
- Magni, C. A. (2010). Average Internal Rate Of Return And Investment Decisions: A New Perspective. *Engineering Economist*, 55(2), 150–180.  
<https://doi.org/10.1080/00137911003791856>
- Mochalin, D. S., & Ishchenko, M. M. (2023). Impact Of Greenhouse Gas Emissions On The Cost Of The Industrial Plant Construction Project. *Journal Of Economics, Entrepreneurship And Law*, 13(11), 5157–5170. <https://doi.org/10.18334/epp.13.11.119717>
- Nugroho, H. (2017). Coal As The National Energy Supplier Forward: What Are Policies To Be Prepared? 1. In *Jurnal Perencanaan Pembangunan The Indonesian Journal Of Dev. Planning* (Vol. 1, Issue 1).
- Nurhayani. (2022). Analisis Sektor Industri Manufaktur Di Indonesia. *Jurnal Paradigma Ekonomika*, 17(3), 2085–1960.
- Pahlevi, R., Thamrin, S., Ahmad, I., & Nugroho, F. B. (2024). Masa Depan Pemanfaatan Batubara Sebagai Sumber Energi Di Indonesia. *Jurnal Energi Baru Dan Terbarukan*, 5(2), 50–60. <https://doi.org/10.14710/JeBT.2024.22973>

- Pemerintah Indonesia. (2014). *Undang Undang Nomor 79 Tahun 2014 Tentang Kebijakan Energi Nasional*.
- Pritasari, S. (2023). Kajian Dampak Proses Produksi *Natural gas* Terhadap Lingkungan Pada Sebuah Perusahaan Minyak Dan Gas Dengan Menggunakan Life Cycle Assessment (Lca). *Naturalis: Jurnal Penelitian Pengelolaan Sumber Daya Alam Dan Lingkungan*, 12(1), 33–40. <https://doi.org/10.31186/Naturalis.12.1.22900>
- Rand, D. A. J., & Dell, R. M. (2009). FUELS - Hydrogen Production| Coal Gasification. In *Encyclopedia Of Electrochemical Power Sources* (Pp. 276–292). <https://doi.org/10.1016/B978-044452745-5.00300-2>
- Ratag, S. M. (2013). Perlakuan Akuntansi Capital Expenditure Dan Revenue Expenditure Pada PT. Bank Sulut. *Jurnal EMBA*, 1.
- RICS. (2023). *Discounted Cash Flow Valuations* (Vol. 1).
- Ritchie, H., & Roser, M. (2020). CO<sub>2</sub> Emissions. *Our World In Data*. <https://ourworldindata.org/co2-emissions>
- Sdgs Center USU. (2024). *Sustainable Development Goals (Sdgs)*.
- Shaari, M. S., Abidin, N. Z., Esquivias, M. A., Rani, M. J. A., Majekodunmi, T. B., & Sulong, A. (2024). Analyzing The Environmental Impact Of Fuel Switching: Evidence From ARDL Analysis For Policy Considerations. *Sustainable Futures*, 8. <https://doi.org/10.1016/J.Sftr.2024.100317>
- Singal, S. K., Goel, V., Nautiyal, H., & Papantonis, D. E. (2023). Chapter 9 - Economic And Financial Aspects Of Small Hydropower. In *Small Hydropower Design And Analysis* (Pp. 245–257). <https://doi.org/10.1016/B978-0-323-91757-5.00001-4>
- Thollander, P., Karlsson, M., Rohdin, P., Wollin, J., & Rosenqvist, J. (2020). Investments, Nonenergy Benefits, And Conservation. *Introduction To Industrial Energy Efficiency*, 147–158. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-817247-6.00007-9>
- Towler, G., Sinnott, R., Boston, A., Heidelberg,, London,, San, P., San, D., Singapore, F., & Tokyo, S.. (2008). *Chemical Engineering Design Principles, Practice And Economics Of Plant And Process Design*. Butterworth-Heinemann. <http://elsevier.com>



## 1.B Perhitungan Emisi CO<sub>2</sub> Menggunakan *Global Warming Potential* (GWP)

Gas Rumah Kaca	GWP 100 Tahun (IPCC AR5)
CO <sub>2</sub>	1
CH <sub>4</sub>	28
N <sub>2</sub> O	265

Total perhitungan GWP dihitung dengan menggunakan rumus:

$$GWP\ Contribution = \sum GWP P_i \times m_i$$

Dimana GWP P<sub>i</sub> adalah *GWP value* untuk menunjukkan ekuivalensi gas terhadap gas CO<sub>2</sub> dan m<sub>i</sub> adalah massa gas yang dihasilkan dari proses produksi.

### 1. Perhitungan Emisi CO<sub>2</sub> Pada Batu Bara

Perhitungan GWP Carbon Batu Bara			
Gas	Emisi	GWP100 (IPCC AR6)	Kontribusi
CO <sub>2</sub>	1295,325052	1	1295,32505
CH <sub>4</sub>	67,6558719	28	1894,36441
N <sub>2</sub> O	0,0000001154	265	0,00003059
Total			3189,6895

### 2. Perhitungan Emisi CO<sub>2</sub> Pada Gas Alam

Perhitungan GWP Carbon Gas Alam			
Gas	Emisi	GWP100 (IPCC AR6)	Kontribusi
CO <sub>2</sub>	940,4558526	1	940,4558526
CH <sub>4</sub>	0,000000012	28	0,000000328
N <sub>2</sub> O	0	265	0
Total			940,4558529

## Lampiran 2. Perhitungan Efisiensi Termal *Furnace*

$$\text{Efisiensi Termal (\%)} = \frac{\text{Total panas masuk} - \text{Panas Loss}}{\text{Total panas masuk}} \times 100\%$$

### 2.A Efisiensi Termal Pada *Furnace* Batu Bara

Komponen batu bara:

<i>Element</i>	<i>Value (%)</i>
<i>Moisture</i>	4,94779
<i>Fixed Carbon</i>	45,1
<i>Volatile matter</i>	45,7
<i>Ash</i>	9,2

<i>Element</i>	<i>Value (%)</i>
C	67,1
H	4,8
N	1,1
Cl	0,1
S	1,3
O	16,4

- a. Menghitung nilai HHV dan LHV

$$\begin{aligned} \text{HHV (kJ/kg)} &: 337C + 1442 \left( H - \frac{O}{8} \right) + 93S \\ &: 337(67,1) + 1442 \left( 4,8 - \frac{16,4}{8} \right) + 93(1,3) \\ &: 29383,1 \text{ kJ/kg} \\ \text{LHV} &: \text{HHV} - (2442 \times 9 \times H) \\ &: 29383,1 - (2442 \times 9 \times 4,8) \\ &: 29277,6056 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

- b. Menghitung nilai *thermal combustion fuel gas* ( $Q_1$ )

$$\begin{aligned} Q_1 &: \text{massa batu bara} \times \text{LHV} \\ &: 850 \text{ kg/jam} \times 29277,6056 \text{ kJ/kg} \\ &: 24885964,8 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- c. Menghitung nilai *thermal sensible fuel gas* ( $Q_2$ )

$$\begin{aligned} Q_2 &: m \times C_p \times \Delta t \\ &: 850 \text{ kg/jam} \times 1,35 \times (1200 - 27) \\ &: 1346017,5 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- d. Menghitung nilai *thermal sensible udara pembakaran* ( $Q_3$ )

$$\begin{aligned} Q_3 &: m \times C_p \times \Delta t \\ &: 5600 \text{ kg/jam} \times 1,1 \times (1200 - 30) \\ &: 7207200 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- e. Menghitung nilai *thermal sensible* uap air dalam udara pembakaran ( $Q_4$ )

$$\omega = 0,622 \times \frac{P_v}{P - P_v}$$

Mencari massa uap air dengan

Diketahui	: RH	: 60%
	: suhu udara masuk	: 30°C
	: $P_v^{sat}$ @ 30°C	: 4,24 kPa
	: $P_v$	: 0,6 x 4,24
		: 2,544 kPa
	: tekanan (P)	: 101,325 kPa

Sehingga,

$$\omega = 0,622 \times \frac{2,544}{101,325 - 2,544} = 0,016$$

$Q_4$	: MA x Cp x $\Delta t$
	: (0,016 x 5600 kg/jam) x 1,88 x (30-25)
	: 842,24 kJ/jam

- f. Mencari nilai *thermal* hilang melalui tumpu ( $Q_5$ )

Mencari massa *flue gas*:

$$Wfg = \frac{11}{3}C + 9H_2 + W + WA MA + 2S + 0.77WA + 0.0023WA$$

	: 4327,85 kg/jam
$Q_5$	: m x Cp x $\Delta t$
	: 4327,85 kg/jam x 1,1 x (121,132-25)
	: 457649,36 kJ/jam

- g. Mencari panas hilang melalui dinding *furnace* ( $Q_7$ )

Asumsi yang digunakan untuk kehilangan panas radiasi dan konveksi sebesar 5% dari

$Q_1$	
$Q_7$	: 5% x $Q_1$
	: 5% x 24885965 kJ/jam
	: 1244298 kJ/jam

- h. Mencari *thermal heat loss* ( $Q_8$ )

$Q_8$	: 5% dari panas masuk
	: 5% x 33440025
	: 1672001,2 kJ/jam

Sehingga, efisiensi termal *furnace* batu bara didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Termal (\%)} &= \frac{\text{Total panas masuk} - \text{Panas Loss}}{\text{Total panas masuk}} \times 100\% \\ &= \frac{33440025 - 3373948,83}{33440025} \times 100\% \\ &= 89,91\% \end{aligned}$$

## 2.B Efisiensi Termal pada *Furnace Gas Alam*

- a. Menghitung nilai *thermal combustion fuel gas* ( $Q_1$ )

$$\begin{aligned} Q_1 &: \text{massa gas alam} \times \text{LHV} \\ &: 525 \text{ Nm}^3/\text{jam} \times 33760 \text{ kJ/ Nm}^3 \\ &: 17724000 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- b. Menghitung nilai *thermal sensible fuel gas* ( $Q_2$ )

$$\begin{aligned} Q_2 &: m \times C_p \times \Delta t \\ &: 525 \text{ Nm}^3/\text{jam} \times 2,22 \times (1600 - 27) \\ &: 1833331,5 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- c. Menghitung nilai *thermal sensible* udara pembakaran ( $Q_3$ )

$$\begin{aligned} Q_3 &: m \times C_p \times \Delta t \\ &: 6566,7 \text{ kg/jam} \times 1,1 \times (1600 - 30) \\ &: 11340690,9 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- d. Menghitung nilai *thermal sensible* uap air dalam udara pembakaran ( $Q_4$ )

$$\omega = 0,622 \times \frac{P_v}{P - P_v}$$

mencari massa uap air dengan,

Diketahui	: RH	: 60%
	: suhu udara masuk	: 30°C
	: $P_v^{sat}$ @ 30°C	: 4,24 kPa
	: $P_v$	: 0,6 x 4,24
		: 2,544 kPa
	: tekanan (P)	: 101,325 kPa

Sehingga,

$$\omega = 0,622 \times \frac{2,544}{101,325 - 2,544} = 0,016$$

$$\begin{aligned} Q_4 &: MA \times C_p \times \Delta t \\ &: (0,016 \times 6566,7 \text{ kg/jam}) \times 1,88 \times (30-25) \\ &: 987,63168 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- e. Mencari nilai *thermal* hilang melalui tumpu ( $Q_5$ )

$$\begin{aligned} Q_5 &: m \times C_p \times \Delta t \\ &: 7789,98 \text{ kg/jam} \times 1,1 \times (98-25) \\ &: 625535,394 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- f. Mencari panas hilang melalui dinding *furnace* ( $Q_7$ )

Asumsi yang digunakan untuk kehilangan panas radiasi dan konveksi sebesar 5% dari

$$\begin{aligned} Q_7 &: 5\% \times Q_1 \\ &: 5\% \times 17724000 \text{ kJ/jam} \\ &: 886200 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- g. Mencari *thermal heat loss* ( $Q_8$ )  
 $Q_8$  : 5% dari panas masuk  
: 5% x 30899010  
: 3056685,9 kJ/jam

Sehingga, efisiensi termal *furnace* batu bara didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Termal (\%)} &= \frac{\text{Total panas masuk} - \text{Panas Loss}}{\text{Total panas masuk}} \times 100\% \\ &= \frac{30899010 - 3056685,9}{30899010} \times 100\% \\ &= 90,11\% \end{aligned}$$

### Lampiran 3. Perhitungan Konstanta Laju Reaksi Dengan Persamaan Arrhenius

$$K = A \times e^{-\left(\frac{E_a}{RT}\right)}$$

Dimana:

- K : Konstanta laju reaksi  
 A : *Pre exponential factor*  
 E<sub>a</sub> : Energi aktivasi (J/mol)  
 R : Konstanta gas universal (8,314 J/mol.K)  
 T : Temperatur  
 e : Basis logaritma natural

#### 3.A Perhitungan Energi Aktivasi Dan *Pre-Exponential Factor* Dalam Kinetika Reaksi Batubara

T: 1200 °C = 1473 K

Reaksi			Kinetika Reaksi		
			A (s-1)	E <sub>a</sub> (J/mol)	K
C + O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	452,744	1,4947 x 10 <sup>8</sup>	9244
CO + 0,5 O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	1,9 x 10 <sup>6</sup>	8056	9,84 x 10 <sup>5</sup>
CH <sub>4</sub> + 1,5 O <sub>2</sub>	→	CO + 2H <sub>2</sub> O	1,585 x 10 <sup>10</sup>	35859	5,35 x 10 <sup>6</sup>
H <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	H <sub>2</sub> O	1,63 x 10 <sup>9</sup>	3240	1,25 x 10 <sup>9</sup>
NH <sub>3</sub> + 1,25 O <sub>2</sub>	→	NO + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	1,49 x 10 <sup>7</sup>
NH <sub>3</sub> + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 N <sub>2</sub> + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	1,49 x 10 <sup>7</sup>
HCN + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 H <sub>2</sub> + CO + 0,5 N <sub>2</sub> O	2,14 x 10 <sup>5</sup>	10000	9,46 x 10 <sup>4</sup>
0,5 N <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	NO	3 x 10 <sup>14</sup>	150000	4,80 x 10 <sup>3</sup>
NO + C	→	CO + 0,5 N <sub>2</sub>	5,85 x 10 <sup>7</sup>	12000	2,20 x 10 <sup>7</sup>
NO + CO	→	CO <sub>2</sub> + 0,5 N <sub>2</sub>	1,952 x 10 <sup>10</sup>	19000	4,14 x 10 <sup>9</sup>
N <sub>2</sub> O + C	→	CO + N <sub>2</sub>	2,9 x 10 <sup>9</sup>	40000	3,82 x 10 <sup>6</sup>
N <sub>2</sub> O + CO	→	CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>	5,01 x 10 <sup>13</sup>	5292	3,25 x 10 <sup>13</sup>

T: 1062,5 °C = 1335,5 K

Reaksi			Kinetika Reaksi		
			A (s-1)	E <sub>a</sub> (J/mol)	K
C + O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	452,744	1,4947 x 10 <sup>8</sup>	9244
CO + 0,5 O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	1,9 x 10 <sup>6</sup>	8056	9,2 x 10 <sup>5</sup>
CH <sub>4</sub> + 1,5 O <sub>2</sub>	→	CO + 2H <sub>2</sub> O	1,585 x 10 <sup>10</sup>	35859	3,96 x 10 <sup>6</sup>
H <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	H <sub>2</sub> O	1,63 x 10 <sup>9</sup>	3240	1,22 x 10 <sup>9</sup>
NH <sub>3</sub> + 1,25 O <sub>2</sub>	→	NO + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	1,37 x 10 <sup>7</sup>
NH <sub>3</sub> + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 N <sub>2</sub> + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	1,37 x 10 <sup>7</sup>
HCN + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 H <sub>2</sub> + CO + 0,5 N <sub>2</sub> O	2,14 x 10 <sup>5</sup>	10000	8,70 x 10 <sup>4</sup>
0,5 N <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	NO	3 x 10 <sup>14</sup>	150000	1,36 x 10 <sup>3</sup>
NO + C	→	CO + 0,5 N <sub>2</sub>	5,85 x 10 <sup>7</sup>	12000	1,99 x 10 <sup>7</sup>
NO + CO	→	CO <sub>2</sub> + 0,5 N <sub>2</sub>	1,952 x 10 <sup>10</sup>	19000	3,53 x 10 <sup>9</sup>
N <sub>2</sub> O + C	→	CO + N <sub>2</sub>	2,9 x 10 <sup>9</sup>	40000	2,73 x 10 <sup>6</sup>
N <sub>2</sub> O + CO	→	CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>	5,01 x 10 <sup>13</sup>	5292	3,11 x 10 <sup>13</sup>

T: 925 °C = 1198 K

Reaksi			Kinetika Reaksi		
			A (s-1)	Ea (J/mol)	K
C + O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	452,744	1,4947 x 10 <sup>8</sup>	9244
CO + 0,5 O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	1,9 x 10 <sup>6</sup>	8056	8,46 x 10 <sup>5</sup>
CH <sub>4</sub> + 1,5 O <sub>2</sub>	→	CO + 2H <sub>2</sub> O	1,585 x 10 <sup>10</sup>	35859	2,73 x 10 <sup>6</sup>
H <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	H <sub>2</sub> O	1,63 x 10 <sup>9</sup>	3240	1,18 x 10 <sup>9</sup>
NH <sub>3</sub> + 1,25 O <sub>2</sub>	→	NO + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	1,24 x 10 <sup>7</sup>
NH <sub>3</sub> + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 N <sub>2</sub> + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	1,24 x 10 <sup>7</sup>
HCN + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 H <sub>2</sub> + CO + 0,5 N <sub>2</sub> O	2,14 x 10 <sup>5</sup>	10000	7,84 x 10 <sup>4</sup>
0,5 N <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	NO	3 x 10 <sup>14</sup>	150000	2,89 x 10 <sup>2</sup>
NO + C	→	CO + 0,5 N <sub>2</sub>	5,85 x 10 <sup>7</sup>	12000	1,75 x 10 <sup>7</sup>
NO + CO	→	CO <sub>2</sub> + 0,5 N <sub>2</sub>	1,952 x 10 <sup>10</sup>	19000	2,90 x 10 <sup>9</sup>
N <sub>2</sub> O + C	→	CO + N <sub>2</sub>	2,9 x 10 <sup>9</sup>	40000	1,80 x 10 <sup>6</sup>
N <sub>2</sub> O + CO	→	CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>	5,01 x 10 <sup>13</sup>	5292	2,95 x 10 <sup>13</sup>

T: 787,5 °C = 1060,5 K

Reaksi			Kinetika Reaksi		
			A (s-1)	Ea (J/mol)	K
C + O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	452,744	1,4947 x 10 <sup>8</sup>	9244
CO + 0,5 O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	1,9 x 10 <sup>6</sup>	8056	7,62 x 10 <sup>5</sup>
CH <sub>4</sub> + 1,5 O <sub>2</sub>	→	CO + 2H <sub>2</sub> O	1,585 x 10 <sup>10</sup>	35859	1,71 x 10 <sup>6</sup>
H <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	H <sub>2</sub> O	1,63 x 10 <sup>9</sup>	3240	1,13 x 10 <sup>9</sup>
NH <sub>3</sub> + 1,25 O <sub>2</sub>	→	NO + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	1,09 x 10 <sup>7</sup>
NH <sub>3</sub> + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 N <sub>2</sub> + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	1,09 x 10 <sup>7</sup>
HCN + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 H <sub>2</sub> + CO + 0,5 N <sub>2</sub> O	2,14 x 10 <sup>5</sup>	10000	6,88 x 10 <sup>4</sup>
0,5 N <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	NO	3 x 10 <sup>14</sup>	150000	4,10 x 10 <sup>1</sup>
NO + C	→	CO + 0,5 N <sub>2</sub>	5,85 x 10 <sup>7</sup>	12000	1,50 x 10 <sup>7</sup>
NO + CO	→	CO <sub>2</sub> + 0,5 N <sub>2</sub>	1,952 x 10 <sup>10</sup>	19000	2,26 x 10 <sup>9</sup>
N <sub>2</sub> O + C	→	CO + N <sub>2</sub>	2,9 x 10 <sup>9</sup>	40000	1,07 x 10 <sup>6</sup>
N <sub>2</sub> O + CO	→	CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>	5,01 x 10 <sup>13</sup>	5292	2,75 x 10 <sup>13</sup>

T: 650 °C = 923 K

Reaksi			Kinetika Reaksi		
			A (s-1)	Ea (J/mol)	K
C + O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	452,744	1,4947 x 10 <sup>8</sup>	9244
CO + 0,5 O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	1,9 x 10 <sup>6</sup>	8056	6,65 x 10 <sup>5</sup>
CH <sub>4</sub> + 1,5 O <sub>2</sub>	→	CO + 2H <sub>2</sub> O	1,585 x 10 <sup>10</sup>	35859	9,35 x 10 <sup>5</sup>
H <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	H <sub>2</sub> O	1,63 x 10 <sup>9</sup>	3240	1,07 x 10 <sup>9</sup>
NH <sub>3</sub> + 1,25 O <sub>2</sub>	→	NO + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	9,18 x 10 <sup>6</sup>
NH <sub>3</sub> + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 N <sub>2</sub> + 1,5 H <sub>2</sub> O	3,38 x 10 <sup>7</sup>	10000	9,18 x 10 <sup>6</sup>
HCN + 0,75 O <sub>2</sub>	→	0,5 H <sub>2</sub> + CO + 0,5 N <sub>2</sub> O	2,14 x 10 <sup>5</sup>	10000	5,81 x 10 <sup>4</sup>
0,5 N <sub>2</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	NO	3 x 10 <sup>14</sup>	150000	3,25
NO + C	→	CO + 0,5 N <sub>2</sub>	5,85 x 10 <sup>7</sup>	12000	1,22 x 10 <sup>7</sup>
NO + CO	→	CO <sub>2</sub> + 0,5 N <sub>2</sub>	1,952 x 10 <sup>10</sup>	19000	1,64 x 10 <sup>9</sup>
N <sub>2</sub> O + C	→	CO + N <sub>2</sub>	2,9 x 10 <sup>9</sup>	40000	5,45 x 10 <sup>5</sup>
N <sub>2</sub> O + CO	→	CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>	5,01 x 10 <sup>13</sup>	5292	2,51 x 10 <sup>13</sup>

### 3.B Perhitungan Energi Aktivasi Dan *Pre-Exponential Factor* Dalam Kinetika Reaksi *Natural Gas*

T: 1600 °C = 1873 K

Reaksi			Kinetika Reaksi		
			A (s-1)	Ea (J/mol)	K
CH <sub>4</sub> + 2 O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub> + 2 H <sub>2</sub> O	1,3 x 10 <sup>8</sup>	47797	6,04 x 10 <sup>6</sup>
CH <sub>4</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	CO + 2 H <sub>2</sub>	5 x 10 <sup>6</sup>	20000	1,38 x 10 <sup>6</sup>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> + 3,5 O <sub>2</sub>	→	2 CO <sub>2</sub> + 3 H <sub>2</sub> O	2,5 x 10 <sup>9</sup>	134000	4,58 x 10 <sup>5</sup>
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> + 5 O <sub>2</sub>	→	3 CO <sub>2</sub> + 4 H <sub>2</sub> O	1,3 x 10 <sup>9</sup>	150000	8,53 x 10 <sup>4</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> + 6,5 O <sub>2</sub>	→	4 CO <sub>2</sub> + 5 H <sub>2</sub> O	6,5 x 10 <sup>9</sup>	125000	2,12 x 10 <sup>6</sup>
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> + 8 O <sub>2</sub>	→	5 CO <sub>2</sub> + 6 H <sub>2</sub> O	8 x 10 <sup>9</sup>	135000	1,38 x 10 <sup>6</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> + 9,5 O <sub>2</sub>	→	6 CO <sub>2</sub> + 7 H <sub>2</sub> O	9,2 x 10 <sup>9</sup>	155000	4,38 x 10 <sup>5</sup>

T: 1450 °C = 1723 K

Reaksi			Kinetika Reaksi		
			A (s-1)	Ea (J/mol)	K
CH <sub>4</sub> + 2 O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub> + 2 H <sub>2</sub> O	1,3 x 10 <sup>8</sup>	47797	4,62 x 10 <sup>6</sup>
CH <sub>4</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	CO + 2 H <sub>2</sub>	5 x 10 <sup>6</sup>	20000	1,24 x 10 <sup>6</sup>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> + 3,5 O <sub>2</sub>	→	2 CO <sub>2</sub> + 3 H <sub>2</sub> O	2,5 x 10 <sup>9</sup>	134000	2,17 x 10 <sup>5</sup>
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> + 5 O <sub>2</sub>	→	3 CO <sub>2</sub> + 4 H <sub>2</sub> O	1,3 x 10 <sup>9</sup>	150000	3,69 x 10 <sup>4</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> + 6,5 O <sub>2</sub>	→	4 CO <sub>2</sub> + 5 H <sub>2</sub> O	6,5 x 10 <sup>9</sup>	125000	1,06 x 10 <sup>6</sup>
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> + 8 O <sub>2</sub>	→	5 CO <sub>2</sub> + 6 H <sub>2</sub> O	8 x 10 <sup>9</sup>	135000	6,47 x 10 <sup>5</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> + 9,5 O <sub>2</sub>	→	6 CO <sub>2</sub> + 7 H <sub>2</sub> O	9,2 x 10 <sup>9</sup>	155000	1,84 x 10 <sup>5</sup>

T: 1300 °C = 1573 K

Reaksi			Kinetika Reaksi		
			A (s-1)	Ea (J/mol)	K
CH <sub>4</sub> + 2 O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub> + 2 H <sub>2</sub> O	1,3 x 10 <sup>8</sup>	47797	3,36 x 10 <sup>6</sup>
CH <sub>4</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	CO + 2 H <sub>2</sub>	5 x 10 <sup>6</sup>	20000	1,08 x 10 <sup>6</sup>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> + 3,5 O <sub>2</sub>	→	2 CO <sub>2</sub> + 3 H <sub>2</sub> O	2,5 x 10 <sup>9</sup>	134000	8,88 x 10 <sup>4</sup>
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> + 5 O <sub>2</sub>	→	3 CO <sub>2</sub> + 4 H <sub>2</sub> O	1,3 x 10 <sup>9</sup>	150000	1,36 x 10 <sup>4</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> + 6,5 O <sub>2</sub>	→	4 CO <sub>2</sub> + 5 H <sub>2</sub> O	6,5 x 10 <sup>9</sup>	125000	4,60 x 10 <sup>5</sup>
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> + 8 O <sub>2</sub>	→	5 CO <sub>2</sub> + 6 H <sub>2</sub> O	8 x 10 <sup>9</sup>	135000	2,63 x 10 <sup>5</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> + 9,5 O <sub>2</sub>	→	6 CO <sub>2</sub> + 7 H <sub>2</sub> O	9,2 x 10 <sup>9</sup>	155000	6,56 x 10 <sup>4</sup>

T:1200 °C = 1473 K

Reaksi			Kinetika Reaksi		
			A (s-1)	Ea (J/mol)	K
CH <sub>4</sub> + 2 O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub> + 2 H <sub>2</sub> O	1,3 x 10 <sup>8</sup>	47797	2,62 x 10 <sup>6</sup>
CH <sub>4</sub> + 0,5 O <sub>2</sub>	→	CO + 2 H <sub>2</sub>	5 x 10 <sup>6</sup>	20000	9,77 x 10 <sup>5</sup>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> + 3,5 O <sub>2</sub>	→	2 CO <sub>2</sub> + 3 H <sub>2</sub> O	2,5 x 10 <sup>9</sup>	134000	4,43 x 10 <sup>4</sup>
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> + 5 O <sub>2</sub>	→	3 CO <sub>2</sub> + 4 H <sub>2</sub> O	1,3 x 10 <sup>9</sup>	150000	6,24 x 10 <sup>3</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> + 6,5 O <sub>2</sub>	→	4 CO <sub>2</sub> + 5 H <sub>2</sub> O	6,5 x 10 <sup>9</sup>	125000	2,40 x 10 <sup>5</sup>
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> + 8 O <sub>2</sub>	→	5 CO <sub>2</sub> + 6 H <sub>2</sub> O	8 x 10 <sup>9</sup>	135000	1,31 x 10 <sup>5</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> + 9,5 O <sub>2</sub>	→	6 CO <sub>2</sub> + 7 H <sub>2</sub> O	9,2 x 10 <sup>9</sup>	155000	2,94 x 10 <sup>4</sup>

## Lampiran 4. Hasil Perhitungan Ekonomi Teknik

### 4.A Menghitung *Capital Expenditure*

<i>Component</i>	<i>Natural Gas</i>
<i>Machine Value</i>	\$ 457.711,82
<i>Compressor</i>	\$ 11.281,82
<i>Installation</i>	\$ 117.248,41
<i>Piping</i>	\$ 70.349,05
Total CapEx	\$ 656.591,10
CapEx Deviation	\$ 72.120,17

CapEx dapat dihitung dengan rumus:

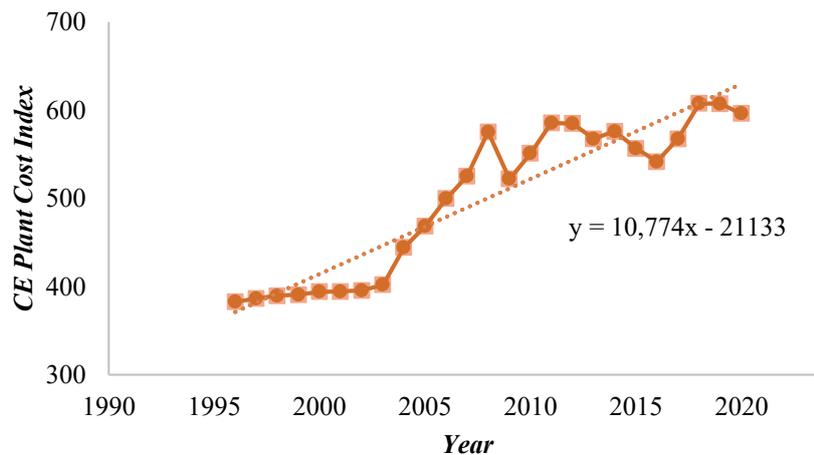
$$CapEx = Fixed\ Capital\ Investment\ (FCI) + Working\ Capital\ (WC)$$

a. *Machine Value & Compressor*

*Machine Value* dihitung dengan menggunakan CEPCI:

<b>Tahun</b>	<b>CEPCI</b>
1996	382,5
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,5
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	607,5
2019	607,2
2020	596,2

Kemudian dilakukan plot grafik untuk menemukan CEPCI pada tahun sekarang untuk menemukan persamaan regresinya :



Dari persamaan garis yang ada kemudian dihitung CEPCI pada tahun 2025 sehingga ditemukan CEPCI tahun 2025 sebesar:

$$\begin{aligned}
 y &= 10,774x - 21133 \\
 &= 10,774 \times 2025 - 21133 \\
 &= 684,35
 \end{aligned}$$

Setelah ditemukan nilai CEPCI pada tahun 2025, kemudian dilakukan *research* harga alat yang digunakan berdasarkan *sizing*nya.

<i>Equipment</i>	<i>Units for Size, S</i>	<i>S<sub>lower</sub></i>	<i>S<sub>upper</sub></i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>n</i>
<i>Compressors Blower</i>	M <sup>3</sup> /h	200	5,000	4,200	27	0.8
<i>Furnaces Cylindrical</i>	Duty, MW	0.2	60	53,000	69,000	0.8

Dari referensi (Towler et al., 2008) kemudian, dihitung harga yang digunakan dengan menyesuaikan sesuai dengan *sizing* yang digunakan menggunakan rumus:

$$C_e = a + bS^n$$

Harga *furnace* dengan kapasitas 5,789 mW ditemukan sebesar:

$$\begin{aligned}
 C_e &= a + bS^n \\
 &= 53000 + 69000 \times 5,789^{0,8} \\
 &= \$334.146,01
 \end{aligned}$$

Harga *compressor* dengan kapasitas 522,7 m<sup>3</sup>/jam ditemukan sebesar:

$$\begin{aligned}
 C_e &= a + bS^n \\
 &= 4200 + 27 \times 522,7^{0,8} \\
 &= \$8.236,14
 \end{aligned}$$

Karena harga *furnace* maupun *compressor* yang digunakan masih pada tahun 2006 maka harga harus disesuaikan menggunakan CEPCI pada tahun sekarang, dengan menggunakan rumus:

$$If_{2025} = if_x \times \frac{CEPCI_{2025}}{CEPCI_x}$$

Sehingga harga *furnace* dan *compressor* pada tahun 2025 dengan kapasitas sesuai yang dibutuhkan sebesar:

- Harga *furnace* dengan kapasitas 5,789 mW ditemukan sebesar:

$$\begin{aligned} If_{2025} &= if_x \times \frac{CEPCI_{2025}}{CEPCI_x} \\ &= \$ 334.146,01 \times \frac{684,35}{499,6} \\ &= \$ 457.711,82 \end{aligned}$$

- Harga *compressor* dengan kapasitas 522,7 m<sup>3</sup>/jam ditemukan sebesar:

$$\begin{aligned} If_{2025} &= if_x \times \frac{CEPCI_{2025}}{CEPCI_x} \\ &= \$ 8.236,14 \times \frac{684,35}{499,6} \\ &= \$ 11.281,82 \end{aligned}$$

Menurut Peters, Timmerhaus, dan West (2003), untuk biaya instalasi dan biaya *piping* dapat dihitung dengan rumus:

- b. Biaya Instalasi

$$\begin{aligned} \text{Biaya instalasi} &= 25\% \times \text{Biaya Furnace} + \text{Biaya Compressor} \\ &= 25\% \times (\$ 457.711,82 + \$ 11.281,82) \\ &= \$ 117.248,41 \end{aligned}$$

- c. Biaya *piping*

$$\begin{aligned} \text{Biaya piping} &= 15\% \times \text{Biaya Furnace} + \text{Biaya Compressor} \\ &= 15\% \times (\$ 457.711,82 + \$ 11.281,82) \\ &= \$ 70.349,05 \end{aligned}$$

*Deviation Capital Expenditure* didapat dengan rumus:

$$\text{Deviation Capital Expenditure} = \text{CapEx Gas Alam} - \text{CapEx Batubara}$$

$$\begin{aligned} \text{Deviation Capital Expenditure} &= \text{CapEx Gas Alam} - \text{CapEx Batubara} \\ &= \$ 656,591.10 - \$ 584,470.93 \\ &= \$ 72,120.17 \end{aligned}$$

#### 4.B Menghitung *Operational Expenditure*

<i>Component</i>	<i>Coal</i>	<i>Natural Gas</i>
<i>Fuel Consumption</i>	\$ 497.158,20	\$ 658.627,20
<i>Labor</i>	\$ 42.217,93	\$ 35.646,45
<i>Supervision</i>	\$ 6.332,69	\$ 5.346,97
<i>Utilities</i>	\$ 212.286,55	\$ 109.990,74
<i>Maintenance</i>	\$ 29.223,55	\$ 13.131,82
<i>Raw material</i>	\$ 4.383,53	\$ 4.383,53
<i>Lab cost</i>	\$ 4.221,79	\$ 3.564,64
<i>Insurance</i>	\$ 5.844,71	\$ 6.565,91
<i>Taxes</i>	\$ 5.844,71	\$ 6.565,91
<i>Additional Cost</i>	\$ 46.664,50	\$ 32.475,14
<i>Distribution</i>	\$ 29.223,55	\$ 19.697,73
<i>OpEx</i>	\$ 883.401,71	\$ 895.996,05
<i>OpEx Deviation</i>		\$ -12.594,34

##### a. *Fuel consumption*

- Batu Bara

Harga : \$ 73,85 /ton  
 Konsumsi BB : 850 kg/Jam = 0,85 ton/jam  
 : 0,85 ton/jam x 24 x 330 x \$ 73,85  
 : \$ 497.158,20

- Gas Alam

Harga : \$7,7 /MMBtu  
 Konsumsi NG : 337,5 Nm<sup>3</sup>/jam

Untuk bisa dikonversi maka diubah Nm<sup>3</sup>/jam ke MMBtu

Total energi : massa *natural gas* x LHV  
 : 337,5 Nm<sup>3</sup>/jam x 33760 kJ/ Nm<sup>3</sup>  
 : 11.390.000 kJ/jam

Konversi 1 MMBtu = 1.055.056 kJ

Maka, :  $\frac{11.390.000 \text{ kJ/jam}}{1.055.056 \text{ kJ}}$   
 : 10,8 MMBtu  
 : 10,8 MMBtu x 24 x 330 x \$ 7.7  
 : \$ 658,627.20

##### b. *Labor* (Pekerja)

Untuk biaya yang dikeluarkan sebagai gaji pekerja dilakukan perhitungan untuk kebutuhan *manhours* terlebih dahulu dengan menggunakan *Wesseles method*:

$$\frac{\text{manhours}}{(\text{days}) \times (\text{stages})} = \alpha \times \left( \frac{\text{tonnes}}{\text{day}} \right)^{0,24}$$

Dengan *man-hours cost* yang digunakan \$ 0,47 dalam satu bulan

Maka,

Batu bara :  $11 \times (20,4)^{0,24} \times 330 \times 1 \times \$0,47 \times 12$   
: \$ 42.217,93

Gas Alam :  $11 \times (10,08)^{0,24} \times 330 \times 1 \times \$0,47 \times 12$   
: \$ 35.646,45

c. *Supervision*

Dalam buku Peters and Timmerhaus, D.C. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* yang digunakan sebagai referensi nilai *supervision* diasumsikan sebesar:

$$\textit{Supervision} = 15\% \times \textit{Labor Cost}$$

Maka, untuk

Batu bara :  $15\% \times \$ 42.217,93$   
: \$ 6.332,69

*Natural gas* :  $15\% \times \$ 35.646,45$   
: \$ 5.346,97

d. *Utilities*

Perhitungan utilitas untuk batu bara sebesar:

Utilitas :  $42,7\% \times \$ 497.158,20$   
: \$ 212.286,55

Sedangkan utilitas gas alam sebesar:

Utilitas :  $16,7\% \times \$ 658.627,20$   
: \$ 109.990,74

e. *Maintenance*

Sehingga perhitungan *maintenance* untuk batu bara sebesar:

*Maintenance* :  $5\% \times \$ 584.470,93$   
: \$ 29.223,55

Sedangkan *maintenance* gas alam sebesar:

*Maintenance* :  $2\% \times \$ 656.591,10$   
: \$ 13.131,82

f. *Raw materials*

Buku *Peters and Timmerhaus, D.C.*, digunakan sebagai referensi nilai *raw materials*, diasumsikan sebesar:

$$\textit{Supervision} = 0,75\% \times \textit{Investasi}$$

Maka, untuk

*Raw materials* :  $0,75\% \times \$ 584.470,93$   
: \$ 44.38,53

g. *Lab cost*

Buku *Peters and Timmerhaus, D.C.*, digunakan sebagai referensi nilai *lab cost*, diasumsikan sebesar:

$$\textit{Lab cost} = 10\% \times \textit{Labor Cost}$$

Maka, untuk  
 Batu bara : 10% x \$ 42.217,93  
               : \$ 4.221,79  
 Gas Alam : 10% x \$ 35.646,45  
               : \$ 3.564,64

h. *Insurance dan Taxes*

Buku *Peters and Timmerhaus*, D.C, digunakan sebagai referensi nilai *insurance* dan *taxes*, diasumsikan sebesar:

$$\text{Lab cost} = 1\% \times \text{Investasi}$$

Maka, untuk  
 Batu bara : 1% x \$ 584.470,93  
               : \$ 5.844,71  
*Natural gas* : 1% x \$ 656.591,10  
               : \$ 6.565,91

i. *Additional cost*

Buku *Peters and Timmerhaus*, D.C, digunakan sebagai referensi nilai *additional cost*, diasumsikan sebesar:

$$\text{Additional cost} = 60\% \times (\text{labor cost} + \text{supervision cost} + \text{maintenance cost})$$

Maka, untuk  
 Batu bara : 60% x (\$ 42.217,93 + \$ 6.332,69 + \$ 29.223,53)  
               : \$ 46.664,50  
*Natural gas* : 60% x (\$ 35.646,45 + \$ 5.346,97 + \$ 13.131,82)  
               : \$ 32.475,14

j. *Distribution*

Buku *Peters and Timmerhaus*, D.C, digunakan sebagai referensi nilai *distribution cost*, diasumsikan sebesar:

$$\text{Distribution cost} = 5\% \times \text{Investasi}$$

Maka, untuk  
 Batu bara : 5% x \$ 584.470,93  
               : \$ 29.223,55  
*Natural gas* : 5% x \$ 656.591,10  
               : \$ 19.697,73

sehingga *deviation*-nya ditemukan sebesar:

$$\begin{aligned} \text{Deviation Operational Expenditure} &= \text{OpEx Batubara} - \text{OpEx Gas alam} \\ &= \$ 883.401,71 - \$ 895.996,04 \\ &= -\$12.594,33 \end{aligned}$$

#### 4.C Menghitung CO<sub>2</sub> Emissions and Carbon Credit

<i>Parameter</i>	<i>Value</i>	<i>Unit</i>
<i>Coal CO<sub>2</sub> Emissions</i>	1.2970	ton/hr
<i>Natural gas CO<sub>2</sub> Emissions</i>	0.941	ton/hr
<i>Deviation</i>	0.3560	ton/hr
<i>Carbon Credit Price</i>	\$ 12.84	USD/ton CO <sub>2</sub>
<i>Carbon Credit Value</i>	\$ 36,202.64	USD
<i>Annual Cash Flow</i>	\$ 27,313.60	USD

Perhitungan *carbon credit value* dapat dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} \text{Carbon credit value} &: 0,3560 \times 24 \times 330 \times \$ 12,84 \\ &: \$ 36.202,64 \end{aligned}$$

Nilai tukar carbon yang dihasilkan dalam *fuel switching* digunakan sebagai tambahan *cash flow*.

$$\begin{aligned} \text{Annual Cash flow} &: -\$ 12.594,34 + \$ 36.202,64 \\ &: \$ 27,313.60 \end{aligned}$$

##### a. *Salvage Value*

<i>Year</i>	<i>Initial Cost</i>	<i>Depreciation</i>	<i>Book Value (End Of Year)</i>
1	\$ 457,711.82	\$ 41,194.06	\$ 416,517.75
2	\$ 416,517.75	\$ 41,194.06	\$ 375,323.69
3	\$ 375,323.69	\$ 41,194.06	\$ 334,129.63
4	\$ 334,129.63	\$ 41,194.06	\$ 292,935.56
5	\$ 292,935.56	\$ 41,194.06	\$ 292,935.56
6	\$ 251,741.50	\$ 41,194.06	\$ 251,741.50
7	\$ 210,547.44	\$ 41,194.06	\$ 210,547.44
8	\$ 169,353.37	\$ 41,194.06	\$ 169,353.37
9	\$ 128,159.31	\$ 41,194.06	\$ 128,159.31
10	\$ 86,965.25	\$ 41,194.06	\$ 45,771.18

*Salvage Value* dihitung dengan rumus:

$$SV = \text{Initial Cost} - (\text{Annual Depreciation} \times \text{Useful Life})$$

*Salvage value* dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$\begin{aligned} SV &= \$457,711.82 - (\$41,194.06 \times 1) \\ &= \$457,711.82 - \$41,194.06 \\ &= \$416,517.7 \end{aligned}$$

##### b. *Funding*

<i>Year</i>	<i>Installment</i>	<i>Interest for the Year</i>	<i>Principal Repaid</i>	<i>Remaining Load Balance</i>
1	\$ 5,418.89	\$ 1,730.88	\$ 3,688.00	\$ 17,948.05
2	\$ 5,418.89	\$ 1,435.84	\$ 3,983.04	\$ 13,965.00
3	\$ 5,418.89	\$ 1,117.20	\$ 4,301.69	\$ 9,663.31
4	\$ 5,418.89	\$ 773.06	\$ 4,645.82	\$ 5,017.49
5	\$ 5,418.89	\$ 401.40	\$ 5,017.49	\$ 0.00

Perhitungan dana yang digunakan untuk investasi proyek *fuel switching*:

- *Debt (bank)* = 70%  
= \$ 50,484.12
- *Equity* = 30%  
= \$ 21,636.05

Rumus cicilan pertahun:

$$A = P \times \frac{r(1+r)^n}{(1+r)^n - 1}$$

#### 4.D Menghitung *Net Present Value* (NPV)

Year	Cash Flow (USD)	Discount Factor	Present Value (12%)	Cummulative PV
0	\$ (72,120.17)	\$ (72,120.17)	\$ (72,120.17)	\$ (72,120.17)
1	\$ 23,608.31	\$ 0.89286	\$ 21,078.85	\$ (51,041.32)
2	\$ 23,608.31	\$ 0.79719	\$ 18,820.40	\$ (32,220.92)
3	\$ 23,608.31	\$ 0.71178	\$ 16,803.93	\$ (15,417.00)
4	\$ 23,608.31	\$ 0.63552	\$ 15,003.51	\$ (413.49)
5	\$ 23,608.31	\$ 0.56743	\$ 13,395.99	\$ 12,982.50
6	\$ 23,608.31	\$ 0.50663	\$ 11,960.70	\$ 24,943.20
7	\$ 23,608.31	\$ 0.45235	\$ 10,679.20	\$ 35,622.40
8	\$ 23,608.31	\$ 0.40388	\$ 9,535.00	\$ 45,157.40
9	\$ 23,608.31	\$ 0.36061	\$ 8,513.39	\$ 53,670.79
10	\$ 69,379.49	\$ 0.32197	\$ 22,338.34	\$ 76,009.13
<b>Total PV</b>			\$ 148,192.68	
<b>NPV</b>			\$ 76,009.13	
<b>IRR</b>			32%	

Perhitungan PV dihitung dengan rumus:

$$PV = -I_0 + \sum_{t=1}^{n=10} \frac{CF_t}{[1-r]^t}$$

Sehingga ditemukan PV pada tahun 1 sebanyak:

$$PV = -\$72,120.17 + \sum_{t=1}^{n=10} \frac{\$27,313.60}{[1-0.12]^t}$$

$$= \$148,129.29$$

NPV dihitung dengan rumus:

$$NPV = Total PV - Initial Investment$$

Sehingga didapat nilai NPV yaitu sebesar:

$$NPV = \$148,129.29 - \$72,120.17$$

$$= \$76,009.13$$

#### 4.E Menghitung *Payback Period* (PP)

PP dapat dihitung dengan rumus:

$$PP = n + \left( \frac{a - b}{c - b} \right) \times 1 \text{ tahun}$$

Perhitungan:

$$PP = \frac{\$161,399.27}{\$27,313.60} \times 1 \text{ tahun}$$

$$PP = 3.05 \text{ tahun}$$

## Lampiran 5. Perhitungan Desain Spesifikasi *Furnace*

### 5.A Menghitung Desain Spesifikasi *Furnace* Untuk Bahan Bakar Gas Alam

Untuk menghitung spesifikasi *furnace* gas alam dapat dihitung dengan langkah-langkah:

Jenis <i>furnace</i> yang digunakan	: <i>Vacuum Horizontal Furnace</i>
<i>Heat duty (Q)</i>	: 5789,639 kW
<i>Volumetric heat release rate</i>	: 800 kW/m <sup>3</sup>
Rasio Panjang : Lebar : Tinggi	: 3:1:1,5

- a. Menghitung volume ruang bakar

$$V = \frac{Q}{q'''}$$
$$= \frac{5789,639}{800} = 7,24 \text{ m}^3$$

- b. Menghitung panjang, lebar, dan tinggi *furnace*

Volume diasumsikan menggunakan volume persegi panjang

$$V = P \times L \times T$$
$$= 3X \times X \times 1,5X$$
$$= 4,5X^3$$

Sehingga untuk mendapatkan nilai X maka,

$$4,5X^3 = 7,24 \text{ m}^3$$

$$X^3 = \sqrt[3]{\frac{7,24}{4,5}}$$

$$X = 1,18$$

Sehingga didapatkan nilai berikut :

Panjang : 3,54 m

Lebar : 1,18 m

Tinggi : 1,77 m

- c. Menghitung luas permukaan dalam (EPRS)

$$A = 2(PL + PH + LH)$$
$$= 2((3,54 \times 1,18) + (3,54 \times 1,77) + (1,18 \times 1,77))$$
$$= 25,0632 \text{ m}^2$$

Luas permukaan radiant (EPRS) yang dibutuhkan dapat dihitung dengan :

$$EPRS = \frac{Q}{\text{Heat Flux}}$$

Dengan nilai *heat flux* yang ada pada buku *Perry* edisi 7 pada tabel 27-21 untuk *furnace natural gas-fired* adalah 630,800 W/m<sup>2</sup>. Sehingga didapatkan nilai EPRS:

$$EPRS = \frac{5789,639}{630,800}$$
$$= 9,178$$

d. Menghitung tebal *shell*

$$\text{Digunakan rumus } t = \frac{P \times D}{2 \times \sigma_{\text{allow}} \times E}$$

Diketahui :

Bahan yang digunakan : *Carbon steel ASTM A516 Gr.70*

Tekanan luar (P) : 101325 Pascal

Diameter luar : 1,18 m

*Allowable stress* : 137 Mpa

*Join efficiency* : 0,85

*Safety factor* : 1,5

Faktor korosi : 2

Sehingga nilai tebal shell,

$$t = \frac{P \times D}{2 \times \sigma_{\text{allow}} \times E}$$

$$t = \frac{101325 \times 1,18}{2 \times 137 \times 10^6 \times 0,85}$$

$$= 0,0027701 \text{ m}$$

$$= 2,77005 \text{ mm} \approx 3 \text{ mm} \approx 4 \text{ mm}$$

e. Menghitung jumlah dan ukuran pipa

$$\begin{aligned} \text{Digunakan rumus : } A_{\text{total}} &= n \times A_{1 \text{ pipa}} \\ &= n \times \pi \times d \times L \end{aligned}$$

Yang dimana diketahui :

Panjang pipa : 3 m

Diameter : 0,15 m

Sehingga ukuran pipa yang digunakan :

Ukuran pipa :  $\pi \times d \times L$

$$: 3,14 \times 0,15 \times 3$$

$$: 1,413 \text{ in}$$

Dengan banyak pipa

$$\text{Banyak pipa} : \frac{EPRS}{\text{Ukuran pipa}}$$

$$: \frac{9,178}{1,1413}$$

$$: 8,041$$

: 6,49 sehingga dibulatkan menjadi butuh sekitar 7 pipa

f. Spesifikasi

Fungsi	: Pembakaran gas alam menjadi <i>flue gas</i> untuk <i>supply</i> panas pada <i>rotary dryer</i>
Tipe	: <i>Vacuum Horizontal Furnace</i>
Dasar pemilihan	: Penanganan Gas Alam
Suhu	: 1600 - 1200°C
Panjang	: 3,54 m = 11,61417 ft
Lebar	: 1,18 m = 3,871391 ft
Tinggi	: 1,77 m = 5,807087 ft

Kapasitas	: 7,24 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	: <i>Carbon steel</i> ASTM A516 Gr.70
Tebal <i>shell</i>	: 2,77005 mm
Jumlah	: 1 buah

### 5.B Menghitung Desain Spesifikasi *compressor* Untuk Bahan Bakar Gas Alam

Untuk menghitung spesifikasi *compressor* gas alam dapat dihitung dengan langkah-langkah:

Laju alir gas	: 525 Nm <sup>3</sup> /jam = 0,1458 Nm <sup>3</sup> /detik
Tekanan <i>in</i> (P <sub>1</sub> )	: -10inH <sub>2</sub> O = 0,964 atm = 97800 kPa
Tekanan <i>out</i> (P <sub>2</sub> )	: 1 atm = 101,325 Pa
Suhu <i>in</i> (T <sub>1</sub> )	: 27°C = 300 K
Jenis Gas	: <i>Natural gas</i> (asumsi CH <sub>4</sub> )
Rasio Panas Spesifik (k)	: 1,31
Efisiensi isentropik (η)	: 0,75
<i>Gas constant</i> CH <sub>4</sub> (R)	: 518,3 J/Kg.K

- a. Menghitung massa aliran

$$m = \frac{P_1 \times V}{R \times T}$$

$$= \frac{97800 \times 0,1458}{518,3 \times 300}$$

$$= 0,0915 \text{ kg/detik}$$

- b. Menghitung daya kompresi isentropik

$$W = \frac{k}{k-1} \times \frac{P_1 V_1}{\eta} \times \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

$$= \frac{1,31}{1,31-1} \times \frac{97800 \times 0,1458}{0,75} \times \left[ \left( \frac{101325}{97800} \right)^{\frac{1,31-1}{1,31}} - 1 \right]$$

$$= 677 \text{ W}$$

$$= 0,677 \text{ kW}$$

- c. Faktor koreksi efisiensi total sistem

Dengan mempertimbangkan efisiensi total hanya 15–20% dari ideal

$$\text{daya aktual} = \frac{\text{daya isentropik}}{\eta_{\text{total}}}$$

$$= \frac{0,677}{0,2}$$

$$= 3,4 \text{ kW}$$

## BIODATA PENULIS

### BIODATA PENULIS I



**RAKHMA AYU GIARTI** dilahirkan di Lamongan, 26 September 2003, merupakan anak pertama dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SMK Farmasi Surabaya. Setelah lulus dari SMK Farmasi Surabaya pada tahun 2021, penulis melanjutkan Pendidikan Sarjana Terapan di Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember pada tahun 2021 dan terdaftar dengan NRP 2041211045. Semasa kuliah Penulis telah menyelesaikan tugas besar Proyek Inovasi dengan judul “**Proses Produksi Asam Laktat dari *Amorphophallus Muelleri Blume*”**”.

Di Departemen Teknik Kimia Industri, penulis sempat aktif di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Industri (HMTKI) sebagai Sekretaris di Departemen Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa (PSDM). Penulis juga aktif mengikuti berbagai kepanitiaan, seperti GERIGI ITS 2022, VONDASI 4.0, dan ICHEVO ITS 2022, serta kegiatan lainnya. Penulis juga tergabung dalam UKM Teater ITS dan mengikuti beberapa pelatihan, seperti LKMM Pra-TD, LKMM-TD, PKTI-TD, LKMW-TD, serta pelatihan lain yang diselenggarakan oleh HMTKI FV-ITS dan BEM ITS. Penulis aktif mengikuti kegiatan Program Kreativitas Mahasiswa (PKM) dari tahun 2021 hingga 2024 yang diselenggarakan oleh Kemendikbudristek. Kemudian, untuk menunjang pengalaman selama kuliah penulis juga melaksanakan kegiatan magang pada tahun 2024 di PT. Petrokimia pada Pabrik 2A selama 4 bulan serta pada tahun 2025 di PT. Petrokimia pada divisi lingkungan selama 3 bulan.

Penulis dapat dihubungi melalui email.

Email : [rahmahgiarti26@gmail.com](mailto:rahmahgiarti26@gmail.com)

## BIODATA PENULIS

### BIODATA PENULIS II



**Devi Intan Silviani** dilahirkan di Jakarta, 21 Juni 2003, merupakan anak pertama dari 3 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SMA Trimurti Surabaya. Setelah lulus dari SMA Trimurti pada tahun 2021, penulis melanjutkan Pendidikan Sarjana Terapan di Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember pada tahun 2021 dan terdaftar dengan NRP 2041211058. Semasa kuliah Penulis telah menyelesaikan tugas besar Proyek Inovasi dengan judul **“Produksi Asam Oksalat Dengan Metode Peleburan Alkali Berbahan Baku Rumput Gajah (*Pennisetum Purperum*)”**

Dalam masa perkuliahan penulis juga aktif mengikuti kegiatan organisasi. Pengalaman organisasinya mulai dari menjadi panitia pada acara ICHEVO, lalu menjadi *project leader* di acara *“City Tour Spring”* dan *“See You Soon”* yang diselenggarakan oleh ITS *International Office*, lalu menjadi panitia pada acara *UTM-ITS International Leadership Program*, serta menjadi *reviewer* dan *speaker* di berbagai acara baik di dalam ITS maupun diluar ITS. Selain itu penulis juga pernah mengikuti kegiatan internasionalisasi dan pada tahun 2023 penulis memperoleh beasiswa *Indonesian International Student Mobility Awards (IISMA)* selama 5 bulan di Belanda. Selama masa studinya baik di luar negeri maupun didalam negeri, penulis terlibat dalam berbagai proyek, antara lain analisis sistem air dengan judul **“*Ecological Quality of Stokkenspiek & de Lutte*”**, serta proyek analisis kualitas air dengan judul **“*Effects of Land Use and Climate Change on Two Pre-reservoirs in the Harz, Germany*”** serta program pengabdian masyarakat berbasis hidroponik. Selain kegiatan internasionalisasi, penulis juga mengikuti kegiatan di masa perkuliahan salah satunya dengan mengikuti kegiatan PKM dan mendapatkan pendanaan pada tahun 2023 dengan judul **“*Cowskin Oven Dengan Konsep Pengeringan Menggunakan Sistem Heat Transfer dan SiO<sub>2</sub> Untuk Mengoptimalkan Produksi Rambak di UD. Farid Jaya*”**. Kemudian, untuk menunjang pengalaman selama kuliah penulis juga melaksanakan kegiatan magang pada tahun 2024 di PT. Petrocentral pada divisi *safety, health and environment* selama 4 bulan serta pada tahun 2025 di PT. Petrokimia pada divisi lingkungan selama 3 bulan.

Penulis dapat dihubungi melalui email.

Email : [devi.intan@yahoo.com](mailto:devi.intan@yahoo.com)