



**TUGAS AKHIR - TF 181801**

**ANALISIS TEKNOEKONOMI PERANCANGAN  
TEKNOLOGI *OXY-COMBUSTION* DAN *CARBON  
CAPTURE STORAGE* UNTUK PLTU BATU BARA  
SUPERKRITIKAL**

Christopher Roberto  
NRP. 0231154000125

Dosen Pembimbing  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D

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





**FINAL PROJECT - TF181801**

**TECHNOECONOMY ANALYSIS TO DESIGN OXY-COMBUSTION AND CARBON CAPTURE STORAGE FOR SUPERCRITICAL COAL FIRED POWER PLANT**

*Christopher Roberto*  
*NRP. 02311540000125*

*Supervisor*  
*Totok Ruki Biyanto, Ph.D*

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



## PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Christopher Roberto  
NRP : 0231154000125  
Departemen/ Prodi : Teknik Fisika/ S1 Teknik Fisika  
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri  
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul “Analisis Teknoekonomi Perancangan Teknologi *Oxy-Combustion* dan *Carbon Capture Storage* Pada PLTU Batu Bara Superkritikal” adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Surabaya, 24 Juli 2019  
Yang membuat pernyataan,



Christopher Roberto  
NRP. 0231154000125

***“Halaman ini sengaja dikosongkan”***

**LEMBAR PENGESAHAN**

**TUGAS AKHIR**

**ANALISIS TEKNOEKONOMI PERANCANGAN  
TEKNOLOGI *OXY-COMBUSTION* DAN *CARBON  
CAPTURE STORAGE* UNTUK PLTU BATUBARA  
SUPERKRITIKAL**

Oleh:

Christopher Roberto  
NRP. 02311540000125

Surabaya, 24 Juli 2019

Menyetujui,

Pembimbing



Totok Ruki Bivanto, Ph.D  
NIPN. 19710702 199802 1 001

Mengetahui,  
Kepala Departemen  
Teknik Fisika FTI-ITS



Agus Muhammad Hafid, ST, M.Si, Ph.D  
NIPN. 19780902 200312 1 002

***“Halaman ini sengaja dikosongkan”***



## LEMBAR PENGESAHAN

### ANALISIS TEKNOEKONOMI PERANCANGAN TEKNOLOGI OXY-COMBUSTION DAN CARBON CAPTURE STORAGE UNTUK PLTU BATUBARA SUPERKRITIKAL





#### TUGAS AKHIR

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

Oleh :

**Christopher Roberto**  
NRP. 0231154000125

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D..... (Pembimbing)
2. Hendra Cordova, S.T., M.T ..... (Ketua Penguji)
3. Dr.-Ing. Doty Dewi Risanti, S.T., M.T..... (Penguji 2)
4. Moh. Kamalul Wafi, S.T., M.T., D.I.C..... (Penguji 3)

**SURABAYA**  
**Juli, 2019**

***“Halaman ini sengaja dikosongkan”***

**ANALISIS TEKNOEKONOMI PERANCANGAN  
TEKNOLOGI *OXY-COMBUSTION* DAN *CARBON  
CAPTURE STORAGE* UNTUK PLTU BATU BARA  
SUPERKRITIKAL**

**Nama Mahasiswa** : Christopher Roberto  
**NRP** : 0231154000125  
**Departemen** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Totok Ruki Biyanto, PhD

**ABSTRAK**

Pembangkit superkritikal merupakan salah satu tipe dari Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) yang menggunakan uap fase superkritis sebagai fluida kerjanya. Uap fase superkritis berbeda dengan uap subkritis yang digunakan pada PLTU konvensional yang biasa digunakan di Indonesia. Penelitian ini berfokus pada analisis teknoekonomi perancangan PLTU superkritikal dengan kapasitas sebesar 7 MW dan menggunakan data operasional dari PLTU yang ada di PT. Great Giant Foods ditambah dengan penggunaan teknologi *oxy-combustion* dan *carbon capture storage* (CCS). Data operasional yang diperlukan adalah meliputi tekanan, temperatur yang digunakan, dan entalpi hasil perhitungan. Analisis dimulai dengan melakukan perhitungan manual untuk mendesain PLTU superkritikal dan membandingkannya terhadap PLTU subkritikal, sehingga didapatkan massa batu bara untuk proses pembakaran, selanjutnya dilakukan analisis stoikiometri pembakaran untuk menghitung jumlah gas buang. Setelah itu dilanjutkan dengan merancang dan mengoptimisasi desain *Pressure Swing Adsorption* (PSA), dilanjutkan dengan melakukan prediksi perhitungan CAPEX dan OPEX. Terakhir, keuntungan yang akan diperoleh pembangkit dianalisis menggunakan NPV dan IRR. Berdasarkan hasil analisis didapatkan bahwa penggunaan teknologi pembangkit superkritikal mendapatkan banyak keuntungan baik dari segi penghematan bahan bakar, penghematan steam yang digunakan serta

peningkatan efisiensi sistem. Besar nilai NPV maksimum yang didapatkan adalah 57.211.550 USD dan IRR maksimum 48%.

**Kata kunci:** *Oxy-combustion*, CCS, PLTU Superkritisal, PSA

**TECHNOECONOMY ANALYSIS TO DESIGN OXY-  
COMBUSTION AND CARBON CAPTURE STORAGE FOR  
SUPERCRITICAL COAL FIRED POWER PLANT**

**Name** : Christopher Roberto  
**NRP** : 02311540000125  
**Department** : Department of Engineering Physics  
**Supervisor** : Totok Ruki Biyanto, PhD

**ABSTRACT**

*Supercritical power plant is a type of steam power plant using the supercritical steam as the working fluid. The supercritical steam is different with the subcritical steam which usually used for every conventional steam power plant in Indonesia. This research is focused on technoeconomic analysis in designing supercritical steam power plant with the capacity of 7 MW and using the operational data from the power plant in PT. Great Giant Foods and with the addition of oxy-combustion technology and carbon capture storage (CCS). The operational data are consist of pressure, temperature, and enthalpy based on the calculation result. Design of supercritical power plant was firstly calculated and the result was further compared to the subcritical power plant. This comparison resulted in coal mass required for supercritical power plant, which then incorporated into flue gas and stoichiometric of combustion process calculations. Those were then employed to Pressure Swing Adsorption (PSA) designs. These designs were eventually optimized and economically predicted using CAPEX and OPEX. Finally, the profit of the supercritical power plant was analyzed through NPV and IRR.. The result showed that the supercritical technology was profitable by fuel saving, steam saving and optimizing the system efficiency of fuel saving, steam saving, and optimizing the system efficiency. The maximum of NPV and IRR obtained were 57.211.550 USD and 48%, respectively.*

***Keywords: Oxy-combustion, CCS, Supercritical power plant, PSA***

## KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa karena kasih dan karunia-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan, dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Tidak lupa juga penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada keluarga dan para sahabat. Oleh karena dukungan mereka, penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

### **“Analisis Teknoekonomi Perancangan Teknologi *Oxy-Combustion* dan *Carbon Capture Storage* Untuk PLTU Batu Bara Superkritikal”**

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa atas anugerah dan karunia-Nya kepada saya sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir dengan baik.
2. Segenap keluarga penulis yang telah memberikan dukungan penuh terhadap penyelesaian tugas akhir ini.
3. Totok Ruki Biyanto, Ph.D selaku dosen pembimbing tugas akhir ini, yang selalu memberikan semangat dan ide-ide baru.
4. Agus Muhamad Hatta, ST, MSi, Ph.D. selaku ketua departemen Teknik Fisika ITS. Serta segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di departemen Teknik Fisika - ITS.
5. Teman-teman seperjuangan wisudawan 120 ITS khususnya dari Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang menjadi teman diskusi selama penyelesaian tugas akhir ini.
6. Teman-teman baik di dalam maupun di luar kampus yang selalu memotivasi saya untuk menyelesaikan tugas akhir ini.

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

Surabaya, 24 Juli 2019

Penulis



## DAFTAR ISI

|   |      |
|---|------|
| HALAMAN JUDUL   | i    |
| PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME                            | v    |
| LEMBAR PENGESAHAN                                     | vii  |
| ABSTRAK   | xi   |
| ABSTRACT  | xiii |
| KATA PENGANTAR  | xv   |
| DAFTAR ISI  | xvii |
| DAFTAR GAMBAR   | xix  |
| DAFTAR TABEL  | xxi  |
| BAB I PENDAHULUAN                                     | 1    |
| 1.1 Latar Belakang                                    | 1    |
| 1.2 Rumusan Masalah                                   | 4    |
| 1.3 Tujuan  | 4    |
| 1.4 Batasan Masalah                                   | 4    |
| BAB II DASAR TEORI                                    | 7    |
| 2.1 PLTU Batu Bara Superkritikal dan Subkritikal      | 7    |
| 2.2 Fluida Superkritikal                              | 10   |
| 2.3 Batu Bara   | 11   |
| 2.4 Stoikiometri Pembakaran Batu Bara                 | 14   |
| 2.5 <i>Carbon Capture and Storage</i>                 | 15   |
| 2.6 <i>Oxy-Combustion</i>                             | 17   |
| 2.7 <i>Pressure Swing Adsorption (PSA)</i>            | 19   |
| 2.8 Adsorben <i>Zeolite 13X</i>                       | 21   |
| 2.9 <i>Genetic Algorithm (GA)</i>                     | 23   |
| 2.10 <i>Particle Swarm Optimization (PSO)</i>         | 24   |
| 2.11 CAPEX dan OPEX                                   | 25   |
| 2.12 NPV dan IRR                                      | 26   |
| BAB III METODOLOGI PENELITIAN                         | 29   |
| 3.1 Pengumpulan Data Operasional                      | 30   |
| 3.2 Analisis Pembangkit Superkritikal dan Subkritikal | 31   |
| 3.3 Analisis Stoikiometri Pembakaran                  | 39   |
| 3.4 Memodelkan PSA dan Optimisasi desain PSA          | 40   |
| 3.5 Perhitungan CAPEX dan OPEX                        | 45   |

|                             |  |    |
|-----------------------------|--|----|
| 3.6                         | Plot hasil perhitungan CAPEX dan OPEX                    | 45 |
| 3.7                         | Menghitung NPV dan IRR                                   | 45 |
| 3.8                         | Menganalisis Hasil dan Penarikan Kesimpulan              | 46 |
| BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN |  | 48 |
| 4.1                         | Analisis Pembangkit Superkritikal dan Subkritikal        | 48 |
| 4.2                         | Perhitungan Stoikiometri Pembakaran                      | 50 |
| 4.3                         | Optimisasi Desain <i>Pressure Swing Adsorption</i> (PSA) | 51 |
| 4.4                         | Perhitungan CAPEX dan OPEX                               | 52 |
| 4.5                         | Analisis NPV dan IRR                                     | 54 |
| BAB V KESIMPULAN DAN SARAN  |  | 60 |
| 5.1                         | Kesimpulan   | 60 |
| 5.2                         | Saran  | 60 |
| DAFTAR PUSTAKA              |  | 62 |
| LAMPIRAN                    |  |    |

## DAFTAR GAMBAR

|                    |   |    |
|--------------------|---|----|
| <b>Gambar 2.1</b>  | Diagram sederhana <i>boiler</i> subkritisal [10]  | 7  |
| <b>Gambar 2.2</b>  | Diagram sederhana <i>boiler</i> superkritisal [10]                                      | 8  |
| <b>Gambar 2.3</b>  | Diagram T-S pembangkit subkritisal dan superkritisal [10]                               | 9  |
| <b>Gambar 2.4</b>  | Diagram fase sederhana [12]   | 10 |
| <b>Gambar 2.5</b>  | Fluida subkritisal dan superkritisal [13]   | 11 |
| <b>Gambar 2.6</b>  | Proses <i>carbon capture and storage</i> [23]   | 15 |
| <b>Gambar 2.7</b>  | Tahapan <i>pre-combustion</i> , <i>oxy-combustion</i> , dan <i>post-combustion</i> [24] | 16 |
| <b>Gambar 2.8</b>  | Diagram skematik <i>oxy-combustion</i> [15]   | 18 |
| <b>Gambar 2.9</b>  | Desain skema perancangan <i>oxy-combustion</i> dan CCS [16]                             | 18 |
| <b>Gambar 2.10</b> | Proses kerja PSA [17]   | 20 |
| <b>Gambar 2.11</b> | Desain PSA [19]   | 21 |
| <b>Gambar 2.12</b> | Pelet adsorben <i>zeolite 13X</i> ]   | 22 |
| <b>Gambar 3.1</b>  | Diagram alir metodologi penelitian  | 29 |
| <b>Gambar 3.2</b>  | Instalasi turbin dan generator  | 32 |
| <b>Gambar 3.3</b>  | Desain skematik <i>boiler</i>   | 35 |
| <b>Gambar 3.4</b>  | <i>Boiler control volume</i>  | 36 |
| <b>Gambar 3.5</b>  | Skema pembangkit dengan <i>oxyfuel</i> dan CCS  | 44 |
| <b>Gambar 4.1</b>  | Skema pembangkit superkritisal  | 48 |
| <b>Gambar 4.2</b>  | Grafik nilai NPV  | 57 |
| <b>Gambar 4.3</b>  | Grafik nilai IRR  | 57 |

***“Halaman ini sengaja dikosongkan”***

## DAFTAR TABEL

|                  |   |    |
|------------------|---|----|
| <b>Tabel 2.1</b> | Perbedaan karakteristik <i>boiler</i> superkritikal dan subkritikal | 9  |
| <b>Tabel 2.2</b> | Nilai HHV dan LHV [13]  | 12 |
| <b>Tabel 2.3</b> | Produksi, ekspor, konsumsi, dan harga batu bara Indonesia [14]      | 13 |
| <b>Tabel 2.4</b> | Karakteristik adsorben <i>zeolite 13X</i> [18]                      | 22 |
| <b>Tabel 3.1</b> | Data operasional  | 30 |
| <b>Tabel 4.1</b> | Hasil analisis pembangkit superkritikal dan subkritikal             | 49 |
| <b>Tabel 4.2</b> | Hasil analisis stoikiometri   | 50 |
| <b>Tabel 4.3</b> | Hasil optimisasi desain PSA   | 51 |
| <b>Tabel 4.4</b> | Hasil perhitungan CAPEX dalam USD                                   | 53 |
| <b>Tabel 4.5</b> | Hasil perhitungan OPEX dalam USD                                    | 54 |
| <b>Tabel 4.6</b> | Keuntungan yang dihasilkan setiap tahun                             | 55 |
| <b>Tabel 4.7</b> | NPV dan IRR berdasarkan GA  | 56 |

***“Halaman ini sengaja dikosongkan”***

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Pada tahun 2024 mendatang, pemerintah menargetkan supaya proyek pembangunan pembangkit listrik 35.000 MW sudah dapat dioperasikan. Hal tersebut dikarenakan semakin meningkatnya penggunaan akan energi listrik di Indonesia. Berdasarkan data statistik yang diperoleh, menunjukkan bahwa kebutuhan energi listrik di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat hingga mencapai angka 457 TWh di tahun 2025 [1]. Penambahan unit-unit dan kapasitas pembangkit sangat diperlukan sehingga dapat mencukupi kebutuhan konsumsi energi listrik.

PLTU batu bara dengan teknologi superkritikal sangat cocok untuk dikembangkan di Negara Indonesia. Hal ini dikarenakan peningkatan efisiensi pembangkit yang signifikan sehingga mengurangi pemakaian bahan bakar dan emisi gas buang. Pada prinsipnya *boiler* superkritikal bekerja dengan memanaskan air pada tekanan konstan dan di atas tekanan kritis yaitu sekitar di atas 22,1 MPa, akibat tekanan yang tinggi tersebut, sehingga tidak adanya perbedaan pada fase uap dan cair oleh karena densitasnya sama [2]. Hal tersebut tentu berbeda dengan *boiler* jenis subkritikal yang digunakan pada umumnya dimana dioperasikan pada tekanan di bawah 22,1 MPa. Sehingga dengan demikian penggunaan *boiler* superkritikal memiliki banyak keuntungan diantaranya, *start up* sistem yang cepat, pengeluaran panas yang rendah, konsumsi bahan bakar yang lebih rendah, emisi gas buang yang rendah, sehingga meningkatkan performa dan efisiensi sistem [3].

Hingga saat ini penggunaan batu bara sebagai sumber energi fosil untuk PLTU juga semakin meningkat. Menurut data yang diperoleh, bahwa konsumsi nasional batu bara meningkat dari tahun 2014 hingga 2018 yang mencapai 115 juta ton dari sebelumnya yang sebanyak 97 juta ton batu bara [4]. Sehingga perlu adanya penggunaan teknologi yang dapat menghemat penggunaan batu bara sehingga dapat menurunkan biaya pengeluaran serta mengurangi emisi gas buang.

Adapun teknologi *carbon capture storage* (CCS) dengan *oxy-combustion* menjadi teknologi yang marak diperbincangkan akhir-akhir ini. *Oxy-combustion* atau *oxy-fuel* merupakan teknik yang pada dasarnya mengganti komponen udara ( $N_2O$ ) untuk pembakaran *boiler* dengan menggunakan  $O_2$  yang telah dimurnikan. Yang mana selanjutnya akan dihasilkan gas buang yang terdiri dari komponen  $CO_2$  dan  $H_2O$  dimana  $CO_2$  akan ditangkap dan disimpan oleh sistem CCS [5]. *Carbon capture and storage* merupakan teknologi yang sangat menjanjikan dalam upaya mengurangi emisi gas buang hasil pembakaran ke lapisan atmosfer. Seperti yang telah kita ketahui meningkatnya konsentrasi  $CO_2$  dan gas polutan lainnya selama dua abad terakhir telah mengakibatkan kenaikan suhu bumi sebesar  $0,8^\circ C$  setiap tahunnya [6]. Dengan bertambahnya jumlah penduduk setiap tahunnya maka konsentrasi  $CO_2$  di atmosfer juga akan terus meningkat yang akan berdampak pada kenaikan temperatur bumi dan perubahan iklim. Oleh karena itu penerapan teknologi CCS akan sangat penting guna mengurangi emisi  $CO_2$  di lapisan atmosfer. Secara garis besar teknologi CCS terdiri dari tiga tahapan utama yakni *capture* yaitu pemisahan  $CO_2$  dari gas hasil proses industri, kemudian *transport* yaitu dimana gas buang tersebut kemudian disalurkan melalui pipa, dan terakhir adalah *storage* yaitu dimana dilakukan penyimpanan  $CO_2$  pada lapisan batuan di dalam tanah [7]. Berdasarkan teknik pada tahapan *capture* digolongkan menjadi 3 jenis yaitu *pre-combustion capture*, *oxy-combustion capture*, dan *post combustion capture*. *Pre-combustion capture* merupakan teknik pemisahan dan penangkapan gas  $CO_2$  pada fase sebelum pembakaran di *boiler*, dengan proses *reforming* untuk menghasilkan *synthesis gas* dimana CO diubah ke dalam bentuk  $CO_2$ . *Post-combustion* merupakan suatu teknik penangkapan  $CO_2$  pada gas buang hasil proses pembakaran. Sementara *oxy-combustion* menggunakan gas  $O_2$  yang telah dimurnikan pada proses pembakaran sehingga diperoleh gas buang yang mudah diproses yaitu  $CO_2$  dan  $H_2O$  sehingga  $CO_2$  dapat ditangkap dan disimpan [8]. Adapun pada penelitian tugas akhir ini dianalisis teknoekonomi penerapan teknologi *oxyfuel* dan CCS pada pembangkit superkritikal. Pada teknologi *oxyfuel*

---



terdapat sub unit yang dinamakan *air separation*, yang berperan dalam memisahkan  $O_2$  dan  $N_2$  sehingga diperoleh  $O_2$  murni untuk pembakaran. Pada bagian tersebut dapat digunakan beberapa macam komponen diantaranya *Pressure Swing Adsorption (PSA)*, *Cryogenic Separation*, *Membrane Separation*, *Vacuum Pressure Swing Adsorption*, *Supersonic Separation*, dan lain sebagainya. Dimana pada penelitian tugas akhir ini digunakan PSA sebagai komponen pada sub unit *air separation selain* itu juga digunakan sebagai komponen untuk penyerapan  $CO_2$  sebelum disimpan. Pemilihan PSA sebagai analisis dalam penelitian ini dilatarbelakangi oleh berbagai keuntungan yakni merupakan teknologi yang paling ekonomis diantara teknologi pemisahan lainnya dimana mampu memurnikan gas mencapai 95% yang hampir menyamai kualitas dari teknik modern lainnya, sehingga analisis teknoekonomi akan sangat tepat bila dilakukan menggunakan PSA supaya dapat memperoleh keuntungan yang maksimum [9].

Dengan demikian penelitian dari tugas akhir ini bertujuan untuk melakukan perancangan model pembangkit superkritikal dengan berdasarkan data yang mengacu pada PLTU PT. Great Giant Foods yang memiliki kapasitas daya 7 MW yang selanjutnya akan dilakukan analisis teknoekonomi pada penerapan teknologi *oxy-combustion* dan *carbon capture storage* pada pembangkit superkritikal. Perancangan model pembangkit bertujuan untuk mendapatkan banyaknya *steam* yang dibutuhkan serta energi dari bahan bakar batu bara yang diperlukan untuk selanjutnya diterapkan teknologi *oxyfuel* dan CCS. Hasil penerapan teknologi tersebut akan membuat pembakaran lebih efisien sehingga menghemat bahan bakar dan juga diperoleh gas  $N_2$  dan  $CO_2$  hasil pemisahan menggunakan PSA yang akan dijual sehingga memperoleh keuntungan yang optimum. Fokus pada analisis penelitian ini adalah untuk dapat menghitung banyaknya biaya modal dan operasional yang dikeluarkan pada saat dilakukan analisis CAPEX (*Capital Expenditures*) dan OPEX (*Operational Expenditures*). Yang selanjutnya akan dilakukan analisis untuk mengetahui keuntungan yang maksimum yang akan didapatkan

dengan metode NPV (*Net Present Value*) dan IRR (*Internal Rate Return*).

## 1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan yang ingin diselesaikan dalam tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Bagaimana membuat model PLTU batu bara superkritikal yang lebih efisien dibandingkan pembangkit konvensional pada umumnya?
2. Bagaimana menganalisis besarnya *capital expenditures (CAPEX)* dan *operational expenditures (OPEX)* yang diperlukan untuk penambahan teknologi *oxyfuel* dan *Carbon Capture Storage*?
3. Bagaimana cara menghitung besar keuntungan maksimum yang akan diperoleh dengan adanya penambahan desain *oxyfuel* dan CCS pada *boiler*?

## 1.3 Tujuan

Adapun tujuan dilakukannya penelitian tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Membuat model pembangkit superkritikal dan membandingkan segi efisiensinya dengan model pembangkit subkritikal
2. Menganalisis besarnya *capital expenditures (CAPEX)* dan *operational expenditures (OPEX)* yang diperlukan untuk mendesain *oxyfuel* dan CCS pada pembangkit superkritikal.
3. Menghitung besar keuntungan maksimum yang didapatkan dengan adanya penambahan desain *oxyfuel* dan CCS pada *boiler*.

## 1.4 Batasan Masalah

Pada penelitian tugas akhir ini akan dianalisis aspek teknoekonomi yang berkaitan untuk perancangan pembangkit superkritikal sesuai dengan kapasitas pada perusahaan PT. Great Giant Foods yakni sebesar 7 MW. Dalam hal ini perlu dilakukan

---

analisis perhitungan massa aliran *feedwater* yang diperlukan, massa bahan bakar yang diperlukan, dan besarnya efisiensi pada pembangkit superkritikal yang diperoleh. Perancangan dimulai dengan melakukan perhitungan dari energi rata-rata yang akan dihasilkan yaitu sebesar 7000 kJ. Kemudian pada analisis perhitungan tersebut juga diperhitungkan faktor efisiensi pada tiap komponen mulai dari generator, *high pressure turbine* (HP turbin), *intermediate pressure turbine* (IP turbin), dan *low pressure turbine* (LP turbin), sampai pada *boiler* yang terdiri dari komponen-komponen utama yakni *economizer*, *feedwater inlet*, *superheater*, *reheater*, dan *furnace*.

Analisis stoikiometri selanjutnya dilakukan untuk menghitung banyaknya CO<sub>2</sub> dan N<sub>2</sub> yang akan ditangkap menggunakan komponen *pressure swing adsorption* (PSA). Adapun dilakukan optimisasi desain PSA yang bertujuan untuk memperoleh ukuran PSA yang diperlukan dan juga besarnya harga pemakaian listrik setiap tahun. Algoritma optimisasi yang digunakan adalah *genetic algorithm* (GA). Dalam mendesain teknologi *oxy-combustion* dan *carbon capture storage* (CCS) dilakukan perhitungan biaya yang diperlukan meliputi CAPEX dan OPEX, dalam hal ini perhitungan yang dilakukan mengacu pada pengadaan komponen PSA dan biaya operasional pemakaian listrik beserta biaya lainnya yang dikenakan setiap tahun. Perhitungan CAPEX dan OPEX dalam penelitian ini adalah masih merupakan hitungan kasaran dimana berdasarkan jurnal-jurnal dan sumber terkait. Untuk perhitungan keuntungan maksimum dilakukan dengan menggunakan analisis NPV (*net present value*) dan IRR (*internal rate return*).

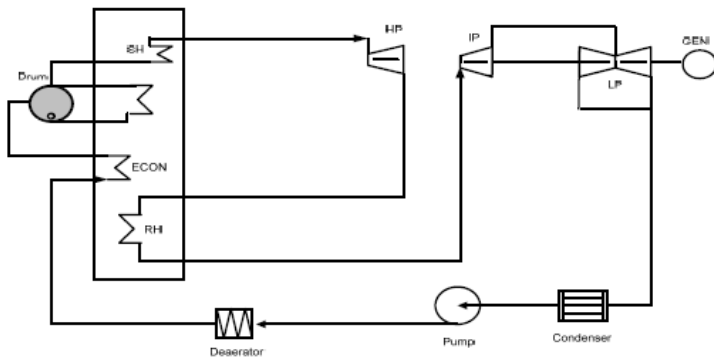
***“Halaman ini sengaja dikosongkan”***

---

## BAB II DASAR TEORI

### 2.1 PLTU Batu Bara Superkritikal dan Subkritikal

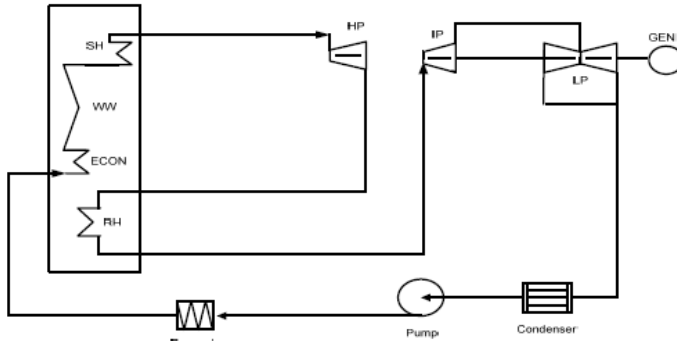
PLTU merupakan jenis pembangkit yang banyak tersebar di kawasan Indonesia. Saat ini kebanyakan PLTU menggunakan Batu bara sebagai bahan bakarnya. Berdasarkan fluidanya PLTU dibedakan menjadi subkritikal dan superkritikal, hal ini dibedakan berdasarkan pada tipe *boiler* yang digunakan dan proses yang dilaluinya. Pada *boiler* subkritikal bekerja pada kondisi di bawah tekanan superkritis air. Di dalam *boiler* subkritikal air dipanaskan hingga menjadi steam atau uap. Dimana uap tersebut dipisahkan antara uap kering dan uap basah oleh komponen steam drum untuk selanjutnya uap kering diteruskan menuju turbin, sementara uap yang masih basah akan kembali ke *boiler* untuk pemanasan lebih lanjut. Adapun gambar diagram sederhana *boiler* subkritikal ditunjukkan oleh gambar 2.1.



**Gambar 2.1** Diagram sederhana *boiler* subkritikal [10]

Berbeda dengan *boiler* subkritikal yang perlu menggunakan *steam drum* untuk memisahkan uap kering dan uap basah, pada *boiler* superkritikal *steam drum* tidak diperlukan oleh karena tekanan superkritis yang sangat tinggi tidak dapat memisahkan air

secara otomatis. Pada desain *boiler* superkritikal, *feedwater* memasuki *boiler* dimana di dalam *boiler* tersebut memiliki tekanan superkritis sehingga hampir tidak terdapat perbedaan antara air dan uap oleh karena densitasnya hampir sama. Adapun diagram sederhana *boiler* superkritikal ditunjukkan oleh gambar 2.2.



**Gambar 2.2** Diagram sederhana *boiler* superkritikal [10]

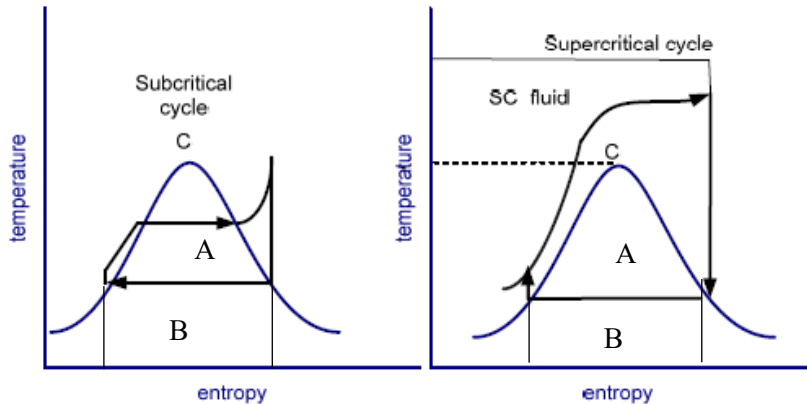
Besarnya efisiensi dari proses termodinamik menunjuk pada seberapa besar energi yang masuk ke dalam siklus diubah menjadi energi listrik. Semakin besar energi listrik yang dihasilkan dengan besarnya energi inputan tertentu maka semakin besar nilai efisiensi sistem. Untuk membandingkan efisiensi antara boiler superkritikal dan subkritikal dapat dilihat melalui diagram T-S pada gambar 2.3

Berdasarkan pada gambar 2.3 untuk menghitung besarnya efisiensi siklus adalah,

$$\text{efisiensi} = \frac{\text{luas daerah A}}{\text{luas daerah A} + \text{luas daerah B}} \quad (2.1)$$

Dengan membandingkannya menggunakan persamaan tersebut, dapat dilihat bahwa siklus pada pembangkit superkritikal lebih besar efisiensinya dibandingkan pada subkritikal hal ini dikarenakan perbandingan luas daerah pada *boiler* superkritikal lebih besar dibandingkan dengan *boiler* subkritikal. Adapun secara garis besar perbedaan PLTU batu bara superkritikal terhadap

subkritis adalah pada boiler yang digunakan yakni dideskripsikan pada tabel 2.1.



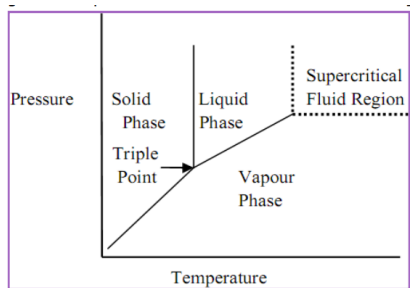
**Gambar 2.3** Diagram T-S pembangkit subkritis dan superkritis [10]

**Tabel 2.1** Perbedaan Karakteristik Boiler Superkritis dan Subkritis [11]

| Boiler Subkritis   | Boiler Superkritis   |
|--|--|
| Bekerja pada temperatur maksimum 374°C dan tekanan maks 22,1 MPa | Bekerja pada rentang temperatur 538-565 °C dan tekanan di atas 22,1 MPa  |
| Memiliki <i>steam drum</i> untuk memisahkan air dan uap kering   | Tidak memerlukan <i>steam drum</i>   |
| Memiliki gelembung dimana saat air akan menguap                  | Tidak memiliki gelembung, oleh karena tekanan superkritis yang besar sehingga air langsung berubah fase menjadi uap kering |

## 2.2 Fluida Superkritis

Karakteristik suatu zat sangat bergantung pada kondisi yang ada pada daerah di sekitarnya. Suatu zat terutama air memiliki 3 fase yaitu padat, cair, dan gas. Pada kondisi tertentu terdapat suatu titik pada tekanan maksimum dan temperatur maksimum dimana fase cair dan gas akan sulit dibedakan bila berada di luar batas kondisi tersebut yang dinamakan titik kritis (*critical point*). Fluida superkritis adalah fluida yang kondisinya berada dalam fase yang dinamakan superkritis. Fluida superkritis didefinisikan sebagai zat yang memiliki perpaduan sifat antara cair dan gas. Bersifat seperti halnya gas oleh karena sifatnya yang kompresibel dan seperti cair oleh karena dapat bertindak sebagai pelarut [12]. Suatu fluida dikatakan superkritis apabila berada pada kondisi yang melampaui batas kritisnya baik temperatur kritis maupun tekanan kritis. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada gambar 2.4 berikut [13].

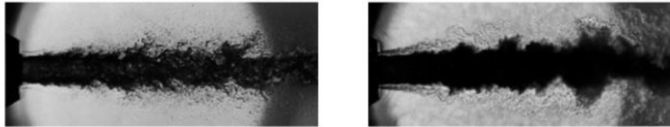


**Gambar 2.4.** Diagram fase sederhana [13]

Berdasarkan diagram fase pada gambar 2.4, titik kritis berada pada sudut di dekat daerah superkritis (*supercritical fluid region*). Pada daerah superkritis, adalah kondisi dimana fluida berada pada temperatur di atas temperatur dan tekanan kritisnya. Pada temperatur yang melebihi temperatur kritis fluida cair akan berubah menjadi gas, kemudian apabila diberi tekanan yang sangat besar melebihi tekanan kritisnya maka densitasnya akan meningkat mendekati fasa cairnya akan tetapi wujudnya bukanlah cair.



Dengan kata lain fluida superkritikal memiliki sifat yang menyerupai wujud cair dan gas. Untuk mengamati karakteristik dari salah satu contoh fluida air pada fasa superkritis dapat dilihat pada gambar 2.5.



**Gambar 2.5.** Fluida subkritikal dan superkritikal [14]

Pada gambar 2.5 adalah nitrogen cair yang mana sebelah kiri fluidanya berada pada tekanan subkritis dan sebelah kanan berada pada tekanan superkritis. Berdasarkan gambar terlihat bahwa aliran permukaan fluida pada fasa subkritis tidaklah stabil hal tersebut dikarenakan adanya tegangan permukaan yang bekerja sehingga alirannya terpecah. Sementara pada gambar sebelah kanan menunjukkan dengan tekanan superkritis maka tegangan permukaan tidak berpengaruh, sehingga alirannya stabil dan tidak terpecah. Demikian pada fluida superkritikal, tidak ada terbentuk fasa gas ataupun fasa cair melainkan menjadi satu fasa yaitu superkritikal. Parametes kondisi beberapa fluida superkritikal. Adapun pada air, fase superkritisnya berada pada temperatur diatas  $374^{\circ}\text{C}$  dan tekanan di atas  $22,1\text{ MPa}$  [13].

### 2.3 Batu Bara

Penggunaan batu bara sebagai sumber bahan bakar PLTU di Indonesia telah ada beberapa tahun sejak dimulainya revolusi industri di Eropa pada abad ke-19 dan jumlah penggunaan batu bara kian meningkat hingga di masa kini, salah satu tantangan yang dihadapi adalah meningkatnya pencemaran udara akibat penggunaan bahan bakar fosil termasuk batu bara, untuk itu penggunaannya harus diminimumkan. Bahan bakar batu bara merupakan hidrokarbon hasil proses pembatuan sisa makhluk hidup yang terkubur selama jutaan tahun. Batu bara sebagai sumber energi utama bagi kebutuhan manusia telah memberikan kontribusi

sebesar hampir separuh dari produksi listrik di seluruh dunia. Batu bara digolongkan ke dalam beberapa jenis berdasarkan kandungan karbon di dalamnya. Yaitu *anthracite* yang memiliki kandungan karbon 86%-97%, *bituminous* yang memiliki kandungan karbon 45%-86%, *sub bituminous* yaitu 35%-45%, dan *lignite* yang memiliki kandungan karbon 25%-35% [15]. Adapun jenis batu bara yang digunakan untuk pembangkit adalah *bituminous* dan *sub bituminous*. Untuk batu bara *bituminous* yang sering digunakan, rumus empirisnya adalah  $C_{137}H_{97}O_9NS$  [16]. Untuk mengetahui besarnya energi atau kalor yang dikeluarkan dari pembakaran batu bara dapat dihitung menggunakan persamaan (2.2).

$$Q = m \times HHV \text{ atau } Q = m \times LHV \quad (2.2)$$

Dimana  $Q$  merupakan kalor pembakaran yang dihasilkan,  $m$  menunjukkan massa bahan bakar (batu bara), dan HHV/LHV menunjukkan *Higher Heating Value / Lower Heating Value* untuk bahan bakar (batu bara). Adapun *Higher Heating Value* didefinisikan sebagai nilai *Lower Heating Value* yang ditambah dengan panas dari pembakaran kandungan air dalam bahan bakar. Jenis batu bara yang baik adalah yang memiliki nilai LHV maupun HHV yang tinggi, semakin besar nilai HHV maupun LHV, maka kalor pembakaran yang dihasilkan akan semakin besar. Adapun nilai HHV dan LHV batu bara dapat dilihat pada tabel 2.2.

**Tabel 2.2** Nilai HHV dan LHV [17]

| Bahan Bakar                  | HHV    |        | LHV    |        |
|------------------------------|--------|--------|--------|--------|
|                              | MJ/kg  | Btu/lb | MJ/kg  | Btu/lb |
| <i>Hydrogen</i>              | 142,18 | 61,127 | 120,21 | 51,682 |
| <i>Crude oil</i>             | 45,543 | 19,580 | 42,686 | 18,352 |
| <i>Conventional gasoline</i> | 46,536 | 20,007 | 43,448 | 18,679 |
| <i>Coal</i>                  | 23,968 | 10,304 | 22,732 | 9,773  |
| <i>Bituminous coal</i>       | 27,267 | 11,723 | 26,122 | 11,230 |
| <i>Natural gas</i>           | 52,225 | 22,453 | 47,141 | 20,267 |

Indonesia merupakan negara yang termasuk sebagai pengekspor batu bara terbesar di dunia. Melampaui Australia pada tahun 2005, membuat Indonesia menjadi eksportir batu bara termal terbesar. Adapun jenis batu bara termal yang diekspor terdiri dari jenis kualitas menengah (antara 5100 dan 6100 kalori/gram) dan jenis kualitas rendah (di bawah 5100 kalori/gram) yang sebagian besar permintaannya berasal dari Cina dan India. Berdasarkan informasi yang disampaikan oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Indonesia, cadangan batu bara Indonesia diperkirakan akan habis dalam waktu 83 tahun mendatang apabila tingkat produksi saat ini diteruskan. Berkaitan dengan cadangan batu bara global, Indonesia saat ini menempati peringkat ke-9 dengan sekitar 2.2 persen dari total cadangan batu bara global terbukti berdasarkan *BP Statistical Review of World Energy*. Sekitar 60 persen dari cadangan batu bara total Indonesia terdiri dari batu bara kualitas rendah yang lebih murah (*sub-bituminous*) yang memiliki kandungan kurang dari 6100 kalori/gram [18]. Untuk mengetahui jumlah produksi, ekspor, konsumsi dan harga batu bara di Indonesia dapat dilihat pada tabel 2.3.

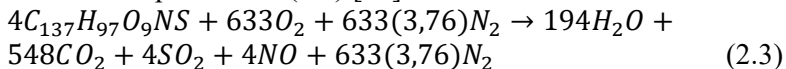
**Tabel 2.3** Produksi, ekspor, konsumsi, dan harga batu bara Indonesia [18]

| Tahun                 | 2014 | 2015 | 2016 | 2017 | 2018             | 2019             |
|-----------------------|------|------|------|------|------------------|------------------|
| Produksi (juta ton)   | 458  | 461  | 456  | 461  | 425              | 400              |
| Ekspor (juta ton)     | 382  | 375  | 365  | 364  | 311 <sup>1</sup> | 160 <sup>1</sup> |
| Domestik (juta ton)   | 76   | 86   | 91   | 97   | 114 <sup>1</sup> | 240 <sup>1</sup> |
| Harga (HBA) (USD/ton) | 72.6 | 60.1 | 61.8 | 85,9 | n.a.             | n.a.             |

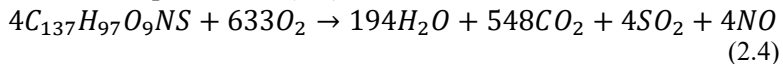
## 2.4 Stoikiometri Pembakaran Batu Bara

Stoikiometri berasal dari bahasa Yunani yaitu *stoiceon* (unsur) dan *metrein* (mengukur). Stoikiometri berarti mengukur unsur-unsur dalam hal ini adalah partikel atom ion, molekul yang terdapat dalam unsur atau senyawa yang terlibat dalam reaksi kimia. Stoikiometri adalah ilmu yang mempelajari dan menghitung hubungan kuantitatif dari reaktan dan produk dalam reaksi kimia (persamaan kimia) yang didasarkan pada hukum-hukum dasar dan persamaan reaksi [19].

Pada reaksi pembakaran batu bara dihasilkan panas yang sangat tinggi dan gas buang yang terdiri dari gas karbon dioksida dan uap air. Pada PLTU udara pembakaran yang terdiri dari  $N_2$  dan  $O_2$  dialirkan masuk ke *boiler* sehingga terjadi reaksi pembakaran. Akan tetapi gas  $N_2$  yang terkandung di dalamnya tidak ikut dalam reaksi pembakaran sehingga menghambat proses pembakaran. Secara umum persamaan reaksi pembakaran batu bara adalah berdasarkan persamaan (2.3) [16].



Gas  $N_2$  yang tidak ikut terbakar akan sangat mengurangi besar energi pembakaran yang dihasilkan menyebabkan pembakaran yang tidak sempurna, sehingga diperlukan teknologi *oxy-combustion* untuk memfilter udara pembakaran menjadi oksigen murni dan menghasilkan pembakaran yang sempurna. Adapun persamaan pembakaran menggunakan *oxy-combustion* adalah berdasarkan persamaan (2.4).

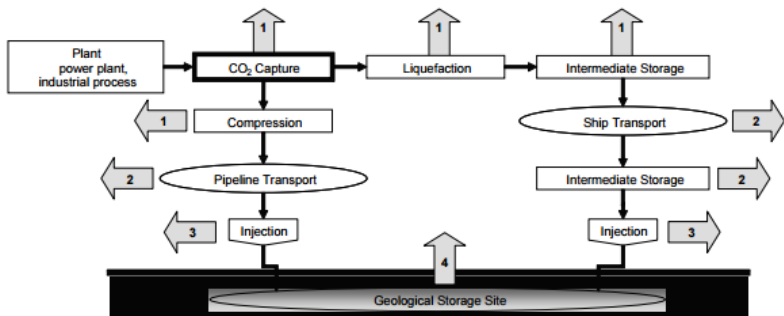


Kedua persamaan reaksi tersebut selanjutnya akan digunakan untuk analisis stoikiometri pada proses pembakaran dengan menggunakan *oxy-combustion* dan tanpa *oxy-combustion* untuk membandingkan besarnya penghematan bahan bakar batu bara yang digunakan jika menggunakan *oxy-combustion*. Sehingga dapat mengetahui kualitas pembakaran yang dihasilkan

---

## 2.5 Carbon Capture and Storage

Meningkatnya emisi gas buang terutama CO<sub>2</sub> akan memberikan dampak yang besar terhadap keseimbangan ekosistem dan iklim. Hal ini memberikan tantangan bagi manusia khususnya di dunia Industri untuk mengurangi emisi gas buang CO<sub>2</sub>. Dari persoalan tersebut maka timbulah gagasan teknologi untuk menangkap dan menyimpan emisi gas CO<sub>2</sub> hasil pembakaran yang disebut dengan *Carbon Capture and Storage (CCS)*. Prinsip kerja Carbon Capture secara garis besar dibagi menjadi beberapa tahapan yakni *capture*, *transport*, *injection*, dan *storage* yang dapat dilihat pada gambar 2.6.



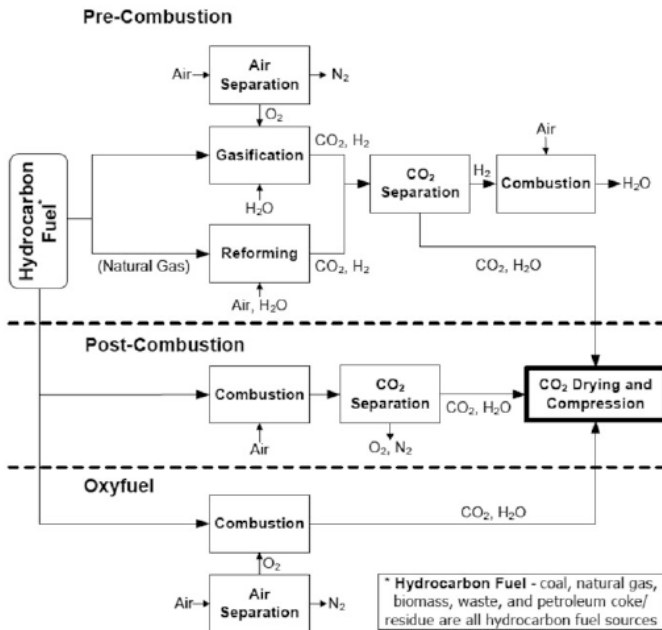
**Gambar 2.6** Proses *carbon capture and storage* [20]

1. *Capture*, yaitu pemisahan CO<sub>2</sub> dari campurannya dan kemudian ditangkap dan dikompresi sehingga berubah fase menjadi cair atau superkritis. Saat ini CO<sub>2</sub> dengan persentase kemurnian 99%. Proses *capture* bertujuan supaya CO<sub>2</sub> dapat disalurkan untuk disimpan dengan mudah.
2. *Transport*, yaitu memindahkan CO<sub>2</sub> ke reservoir penyimpanan. Untuk pemindahan dapat menggunakan kendaraan seperti kapal atau truk, juga dapat menggunakan pipa supaya lebih mudah.
3. *Injection*, adalah memasukkan CO<sub>2</sub> ke dalam reservoir penyimpanan. Reservoir biasanya dapat berupa suatu

lapisan batuan, batuan sedimen dasar laut, atau mineral tertentu dalam lapisan tanah.

4. *Monitoring*, bertujuan untuk memastikan bahwa penyimpanan berlangsung dengan efektif serta tidak membahayakan lapisan tanah atau area sekitarnya. Untuk teknik *monitoring* yang dilakukan cukup banyak seperti *3D seismic monitoring*, *passive seismic monitoring*, dan *crosswell seismic imaging*.

Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya, pada tahap *capture* sendiri terdiri dari tiga teknik yang dapat digunakan yaitu *Pre-combustion*, *Oxy-combustion (oxyfuel)*, dan *Post Combustion*. Yang dijelaskan pada gambar 2.7.



**Gambar 2.7** Tahapan *Pre-combustion*, *Oxy-combustion*, dan *Post-combustion* [21]

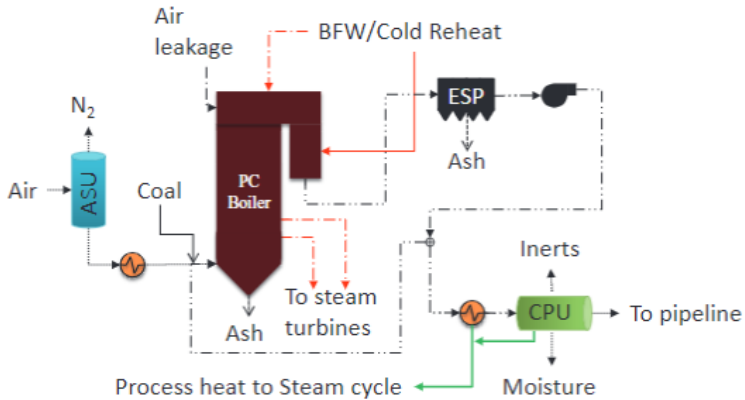
*Pre-combustion* bertujuan untuk menangkap CO<sub>2</sub> sebelum masuk proses pembakaran di boiler. Pada proses tersebut batu bara diubah ke dalam fase gas melalui pemanasan sehingga terbentuk *synthesis gas* yang tersusun atas unsur CO dan H<sub>2</sub>, kemudian mereaksikan CO dengan air untuk membentuk CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>. Yang mana kemudian CO<sub>2</sub> ditangkap dan H<sub>2</sub> digunakan untuk memutar turbin. *Oxy-combustion (oxyfuel)* bertujuan untuk menangkap CO<sub>2</sub> hasil pembakaran secara mudah dengan memasukkan oksigen murni sebagai udara untuk pembakaran. Dengan menggunakan oksigen murni sebagai udara pembakaran maka gas buang yang dihasilkan kebanyakan adalah mengandung CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O yang mana proses pemisahan dan penangkapan CO<sub>2</sub> selanjutnya akan menjadi lebih mudah. Sementara itu *post-combustion* bertujuan untuk menangkap CO<sub>2</sub> saat fase gas buang.

## 2.6 *Oxy-Combustion*

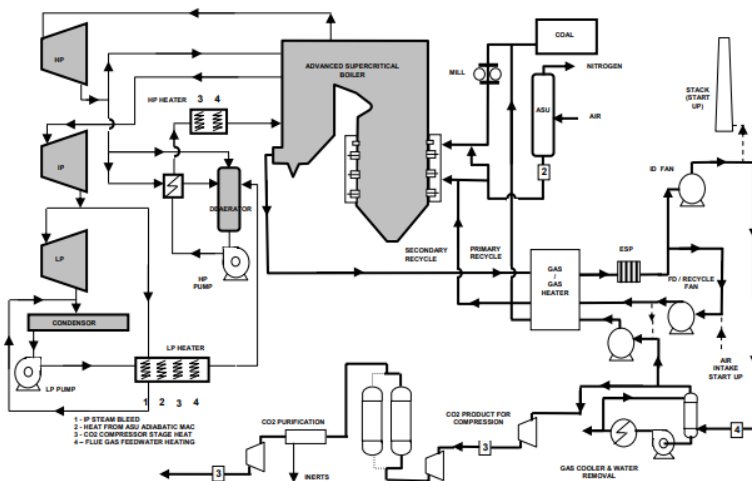
Salah satu teknik *capture* yang marak diimplementasikan saat ini adalah *oxy-combustion* atau disebut juga *oxyfuel*. Teknik ini mampu bersaing dalam segi harga dan dampaknya terhadap lingkungan dibandingkan dengan teknologi lainnya. Pada penambahan *oxy-combustion* dalam suatu *power plant* perlu ditambahkan dua unit yakni ASU (*Air Separation Unit*) yang menghasilkan O<sub>2</sub> untuk pembakaran, dan CO<sub>2</sub> *Compression and Purification Unit* (CPU) pada keluaran setelah pembakaran boiler untuk proses penangkapan dan pengolahan CO<sub>2</sub> supaya dapat disimpan. Hasil CO<sub>2</sub> yang telah tersimpan tersebut nantinya dapat dijual dan dipergunakan untuk kepentingan tertentu. Untuk memahami proses tahapan dari *oxy-combustion* dapat dilihat pada gambar 2.8.

Berdasarkan pada diagram skematik 2.8, pada dasarnya prosesnya adalah sebagai berikut. Pada *pulverizer*, batu bara dan O<sub>2</sub> murni dari ASU akan bertemu dan terjadilah pembakaran yang sempurna. Setelah proses pembakaran dan uap dihasilkan, *flue gas* akan ditangkap oleh ESP (*Electrostatic Precipitator*) untuk membuang *fly ash*. Adapun *ash* juga dibuang melalui bagian bawah *furnace*, yang mana selanjutnya akan dikumpulkan dan dapat

dimanfaatkan kembali untuk pembuatan material seperti semen. Selain itu gas  $N_2$  yang telah dipisahkan juga dapat dimanfaatkan kembali sebagai bahan baku pembuatan pupuk.



**Gambar 2.8** Diagram skematik *oxy-combustion* [22]



**Gambar 2.9** Desain skema perancangan *oxy-combustion* dan CCS [23]

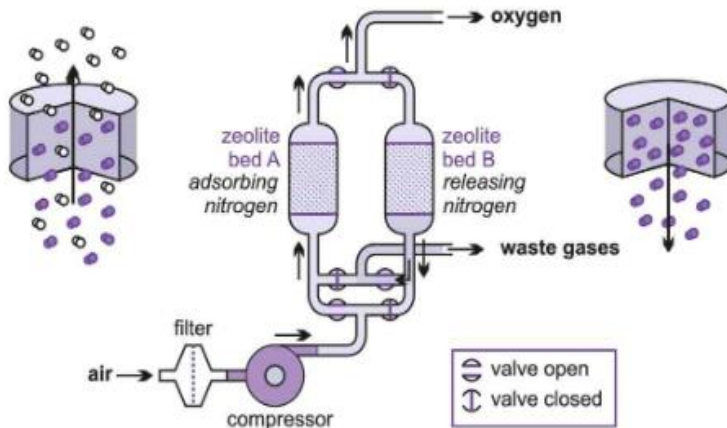


Sebagian besar *flue gas* dikembalikan ke pembakaran untuk mengendalikan temperatur *furnace*, sementara sebagian lainnya diteruskan menuju CPU dimana selanjutnya gas  $\text{CO}_2$  akan ditangkap, kemudian diproses supaya dapat disimpan. Meskipun begitu  $\text{O}_2$  yang digunakan belumlah murni 100% dan kebocoran pada *boiler* juga membuat sedikit udara luar ikut masuk, sehingga proses pemisahan komponen lainnya diperlukan untuk membuang komponen volatil. Selain itu diperlukan juga FGD (*Flue Gas Desulphurization*) untuk membuang komponen  $\text{SO}_x$  dan  $\text{NO}_x$  sebelum ke CPU [22]. Adapun desain untuk *oxy-combustion* dan CCS pada boiler superkritikal ditunjukkan pada gambar 2.9

## 2.7 Pressure Swing Adsorption (PSA)

Pada siklus *oxy-combustion* dan CCS terdapat komponen ASU untuk memisahkan  $\text{O}_2$  yang diperlukan pada proses pembakaran dan komponen CPU untuk memisahkan dan menangkap  $\text{CO}_2$  untuk disimpan supaya dapat dijual sehingga memperoleh keuntungan. Pada analisis tugas akhir ini peralatan yang digunakan adalah *Pressure Swing Adsorption* (PSA). Pemilihan penggunaan PSA berkaitan dengan penelitian sebelumnya yang dilakukan oleh Gunawan, K.S. (2017) yakni penggunaan PSA memberikan keuntungan yang paling besar dibandingkan dengan komponen lainnya dengan kualitas hasil yang hampir sama. Prinsip kerja PSA yakni terdiri dari dua siklus yaitu adsorpsi dan desorpsi. Adsorpsi adalah kondisi dimana suatu unsur terikat pada adsorben, sementara desorpsi adalah kondisi ketika adsorben telah mencapai keadaan jenuh untuk mengikat unsur, sehingga harus melepaskannya. Adapun adsorben merupakan senyawa kimia yang digunakan pada tabung PSA untuk mengikat komponen suatu unsur atau senyawa. Dalam penelitian ini, PSA merupakan komponen utama yang diperlukan pada teknologi *oxy-combustion* dan CCS. Komponen PSA mampu memurnikan oksigen serta gas buang  $\text{CO}_2$  dari material campurannya seperti nitrogen maupun uap air, dengan menggunakan adsorben sebagai material dalam proses adsorpsi.

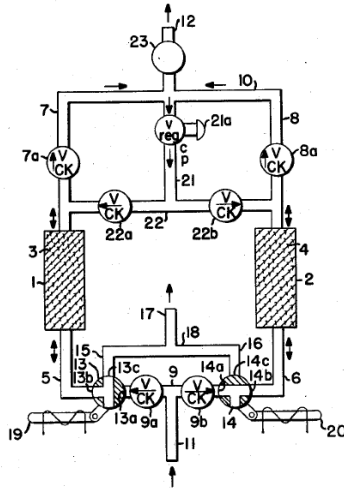
Untuk memahami prinsip kerja dari PSA dapat dilihat pada gambar 2.10.



**Gambar 2.10** Proses kerja PSA [24]

Pada gambar 2.10, aliran udara masuk melalui filter, kompresor hingga mencapai tabung yang berisi adsorben *zeolite*. Nitrogen kemudian diserap sementara oksigen diteruskan. Ketika *zeolite* terlalu banyak mengikat nitrogen pada tabung A maka akan mencapai kondisi jenuh dimana tidak mampu lagi mengikat oksigen, sehingga tugas mengikat oksigen digantikan oleh tabung B. Atau dengan kata lain tabung A dan tabung B mengalami adsorpsi dan desorpsi secara bergantian. Ketika desorpsi maka, tekanan harus diturunkan, sehingga  $N_2$  dapat dibuang, dan adsorben dapat digunakan kembali. Di dalam tabung terdapat material padatan yang berfusi sebagai material pengadsorb, yang dinamakan adsorben. Pada kondisi tekanan dan temperatur tertentu adsorben mampu menarik unsur seperti  $CO_2$  maupun  $N_2$  dari unsur campuran lainnya, sehingga dapat memurnikan suatu unsur yang diinginkan dari bahan campuran lainnya. Dalam analisis ini dipilih jenis *Zeolite 13X* hal ini berdasarkan hasil penelitian sebelumnya oleh Sarker, 2012 bahwa hasil terbaik diperoleh dengan adsorben *Zeolite 13X*. Pada penelitian ini digunakan desain PSA yang

memiliki dua kolom yang melakukan proses adsorpsi dan desorpsi secara bergantian. Adapun rancangan desain PSA ditunjukkan pada gambar 2.11.

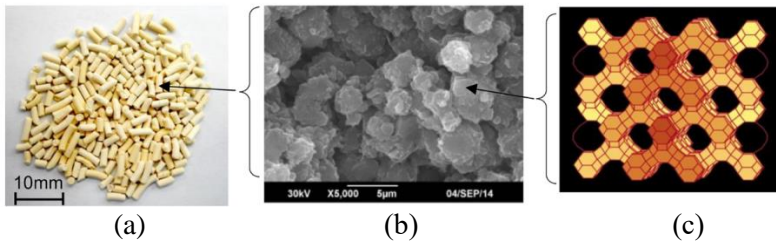


**Gambar 2.11** Desain PSA [25]

## 2.8 Adsorben Zeolite 13X

*Pressure Swing Adsorption* (PSA) merupakan suatu alat yang berfungsi memisahkan komponen suatu unsur dalam gas. Proses pemisahan tersebut digunakan komponen yang mampu memisahkan suatu unsur dari campurannya berdasarkan kondisi tekanan dan temperatur tertentu yang dinamakan adsorben. Pada proses adsorpsi, adsorben adalah komponen tambahan yang memegang peranan penting. Adsorben merupakan material padatan tempat terjadinya adsorpsi [26]. Terdapat bermacam macam jenis adsorben, dimana adsorben *zeolite* adalah yang paling banyak digunakan dalam mengadsorpsi gas CO<sub>2</sub> maupun N<sub>2</sub>. Dan diantara semua adsorben, *zeolite 13X* merupakan adsorben yang sangat dikenal dalam dunia industri serta memiliki kemampuan adsorpsi sangat baik [27]. *Zeolite 13X* memiliki kemampuan penyerapan CO<sub>2</sub> yang besar dan daya selektivitas yang tinggi terhadap impuritas lainnya. *Zeolite 13X* juga memiliki kekuatan

pelet yang lebih tinggi dibandingkan lainnya yang mampu mencegah degradasi mekanis dalam operasi dengan waktu yang lama. Pada gambar 2.12 ditunjukkan tampilan struktur adsorben *zeolite 13X* yang berupa silindris dengan diameter 1,5 mm yang juga ditampilkan hasil pengamatan melalui SEM (*Scanner Electron Microscope*) pada bentuk kristalnya, serta struktur mikro dari *zeolite 13X*.



**Gambar 2.12** Pelet adsorben *zeolite 13X* ((a) Tampilan gambar pelet; (b) Struktur kristal *zeolite 13X* yang diamati menggunakan mikroskop elektron; (c) *Framework zeolite 13X* berdasarkan data yang diperoleh dari dalam database *Structure Commission of the International Zeolite Association (IZA-SC)* [27])

Berdasarkan penelitian yang dilakukan oleh Singh, 2013 karakteristik adsorben *zeolite 13X* dapat dilihat pada tabel 2.4.

**Tabel 2.4** Karakteristik adsorben *zeolite 13X* [28]

| Karakteristik                | Nilai                                      |
|------------------------------|--|
| <i>Nominal Pore Diameter</i> | 8Å   |
| Diameter partikel            | $1,6 \times 10^{-3}m$                      |
| <i>Bulk density</i>          | $640,7 \text{ kg/m}^3$                     |
| <i>Crush strength</i>        | 3,2 kg                                     |
| Luas permukaan               | $7,2 \times 10^5 \text{ m}^2/\text{kg}$    |
| <i>Pore volume</i>           | $3,2 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{kg}$ |
| Harga                        | 1800 USD/ton                               |

## 2.9 Genetic Algorithm (GA)

*Genetic algorithm* merupakan sebuah teknik optimisasi yang terinspirasi dari evolusi alamiah. Awal mulanya algoritma tersebut diciptakan adalah terinspirasi dari teori seleksi alam oleh Charles Darwin. GA menggunakan proses evolusi acak pada suatu permasalahan layaknya sebuah kromosom. Kromosom yang dimaksud merupakan sekumpulan *string* yang memuat angka biner, dimana setiap kromosom merepresentasikan solusi dari suatu permasalahan dan memiliki nilai *fitness*. Adapun *fitness* merupakan sebuah bilangan riil yang menunjukkan kecocokan suatu solusi terhadap permasalahan tertentu. Proses GA dimulai dengan membangkitkan populasi dari beberapa kromosom kemudian mulai melakukan seleksi dan rekombinasi untuk memunculkan generasi berikutnya. Selama proses rekombinasi, kromosom parental diseleksi dan material genetiknya digabungkan sehingga terbentuk kromosom anak. Kromosom kromosom anakan selanjutnya dikumpulkan menjadi suatu populasi baru dan begitu seterusnya proses iterasi dilakukan. Selama proses iterasi terjadi, generasi-generasi berikutnya tercipta dan semakin mendekati nilai *fitness* yang diinginkan. Kemudian sampai pada kriteria tertentu maka proses akan berhenti, dan pada saat itulah solusi terbaik didapatkan [29].

Adapun proses iterasi GA terdiri dari beberapa tahapan sebagai berikut:

1. *Encoding*, yaitu membangkitkan populasi awal secara acak dari sejumlah P kromosom.
2. Menghitung *fitness* atau kecocokan,  $F(c)$ , dari setiap kromosom  $c$  dalam populasi
3. Membuat populasi penerus dengan tahapan berikut sampai sejumlah P kromosom terbentuk.
  - a. Diseleksi dua kromosom yaitu  $c_1$  dan  $c_2$  dari populasi utama
  - b. Dilakukan *crossover* antara  $c_1$  dan  $c_2$  sehingga terbentuk kromosom anakan  $c$ .
  - c. Dilakukan mutasi kromosom  $c$  sehingga terbentuk kromosom  $c'$

- d. Tambahkan  $c'$  ke dalam daftar populasi penerus.
4. Populasi utama kemudian diganti dengan populasi penerus.
5. Apabila nilai *fitness* belum terpenuhi, maka proses kembali diulang dari langkah nomor 2.

Secara umum optimisasi GA baik diterapkan pada permasalahan untuk mencari nilai maksimum dimana terdapat banyak variabel dan nilai *constrain* atau permasalahan yang sangat besar sehingga algoritma linear biasa tidak mampu menyelesaikannya.

### 2.10 *Particle Swarm Optimization (PSO)*

Algoritma PSO pertamakali diciptakan oleh James E. Kennedy dan R.C. Eberhart. Algoritma ini terinspirasi dari pola hidup burung dan ikan dalam mencari makanannya [30]. PSO pada dasarnya merupakan sebuah algoritma yang sederhana. Hal ini dikarenakan prosesnya hampir sama dengan proses alamiah sekumpulan burung dalam menemukan makanannya. Misalkan sekumpulan burung mengitari sebuah area dimana terdapat suatu sumber makanan. Maka burung yang terdekat akan memberitahu bahwa posisinya sangat dekat dengan sumber makanan sehingga burung lainnya akan mendekat dan mengitari posisi burung pertama, kemudian apabila terdapat burung yang posisinya lebih dekat dari yang pertama tadi, maka burung tersebut akan memberitahu burung lainnya sehingga burung lainnya akan mengitari posisi burung tersebut. Demikian seterusnya sampai makanan ditemukan.

Algoritma PSO terdiri dari tiga variabel global, diantaranya adalah:

1. *Target value* atau *condition*
2. *Global best value* mengindikasikan partikel yang terdekat saat ini dengan target.
3. *Stopping value* untuk mengindikasikan bahwa target telah ditemukan sehingga proses algoritma akan berhenti.

Dimana setiap partikel terdiri dari:

1. Data yang merepresentasikan solusi yang mungkin
-

2. *Velocity value* yang mengindikasikan seberapa banyak data yang akan diubah.
3. *Personal best value* yang mengindikasikan seberapa dekat data terhadap target.

Data dari suatu partikel bisa berupa apa saja, misalnya data dari sekumpulan burung yang terdiri dari koordinat X,Y,Z dari setiap burung. Kemudian nantinya semua burung akan berpindah menuju sekitar posisi burung yang terdekat dengan sumber makanan, yakni disebut sebagai *gBest (gobal best value)*. *Velocity value* dihitung berdasarkan seberapa jauh letak suatu data dari target, semakin jauh dari target maka *velocity value* akan semakin besar. *Personal best value* merupakan nilai yang mengindikasikan pada setiap data sejak dimulainya proses algoritma [31].

## 2.11 CAPEX dan OPEX

Pada umumnya CAPEX dan OPEX merupakan sebuah istilah yang biasa dipakai perusahaan-perusahaan besar untuk menyusun budgetnya. Perlu diingat, bahwa perusahaan besar umumnya tidak mengeluarkan biaya sewaktu-waktu sepanjang tahun. Mereka punya tim yang menyusun perencanaan untuk anggaran pada awal tahun. Perusahaan yang sudah stabil pun bahkan membuat anggaran selama 10 tahun. Namun tiap awal tahun, mereka memodifikasinya guna menyesuaikan baik dengan proyek yang didapatkan, maupun perubahan-perubahan (peningkatan konsumen, perubahan peraturan pemerintah, perubahan strategi pasar). Anggaran tersebut kemudian menjadi patokan untuk kegiatan tiap bulan. Tentu anggaran tersebut seringkali tidak terpenuhi. Terjadi hal-hal yang disebut *monthly over/under budget*. *Variance over/under* tersebut dianalisis dengan membandingkan nilai anggaran tahunan dan perkiraan dari bulan sebelumnya. Kemudian dicari tahu apa yang membuat anggaran tersebut tidak terlaksana sebagaimana semestinya. Kemudian sisa anggaran hingga akhir tahun tentu harus dihabiskan. Oleh sebab itu, pada bulan berikutnya anggaran yang ada harus dipakai untuk mengoreksi kelebihan/kekurangan anggaran pada sebelumnya. Seringkali untuk memastikan pencapaian budget, perusahaan

membuat kontrol dengan membuat perkiraan atau *forecast*. *Forecast* biasanya berisi nilai aktual dari awal tahun hingga bulan yang berlangsung ditambah dari bulan berlangsung hingga akhir tahun. Proses *forecast* dan anggaran ini dilakukan oleh tim keuangan yang menjadi pengontrol dan penyusun strategi dalam suatu perusahaan.

Sehingga berdasarkan analisis tersebut secara sederhana *capital expenditures* (CAPEX) adalah alokasi yang direncanakan untuk melakukan pembelian atau perbaikan maupun penggantian segala sesuatu yang dikategorikan sebagai aset perusahaan secara akuntansi. Sebenarnya tidak semua perusahaan menggunakan *capital expenditures*. Umumnya adalah perusahaan yang telah memiliki basis konsumen jangka panjang maupun jangka pendek (namun stabil) serta menggunakan modal (kapital) dalam jumlah yang besar. Seperti industri minyak dan gas, telekomunikasi dan alat-alat berat. Sedangkan *operational expenditures* (OPEX) adalah alokasi yang direncanakan dalam budget untuk melakukan operasi perusahaan secara normal. Dengan kata lain OPEX digunakan untuk menjaga kelangsungan aset dan menjamin aktivitas perusahaan yang direncanakan berlangsung dengan baik. Karena sifatnya biaya sehari-hari maka biaya operasi tidak meliputi pajak pendapatan, depresiasi, dan bunga pinjaman [32]. Sehingga dalam menjalankan suatu proyek atau bisnis sangat perlu diperhitungkan biaya meliputi CAPEX dan OPEX.

## 2.12 NPV dan IRR

NPV dan IRR sudah terkenal sebagai dua metode untuk menilai usul investasi. Kedua pengukuran ini terutama digunakan dalam penganggaran modal, proses dimana perusahaan menentukan apakah peluang investasi atau perluasan baru bermanfaat. Dengan adanya peluang investasi, perusahaan perlu memutuskan apakah melakukan investasi tersebut akan menghasilkan keuntungan atau kerugian ekonomi bersih bagi perusahaan. *Net Present Value* (NPV) merupakan perbedaan antara nilai sekarang dari arus masuk kas dan nilai sekarang dari arus kas keluar. NPV digunakan dalam penganggaran modal untuk

---



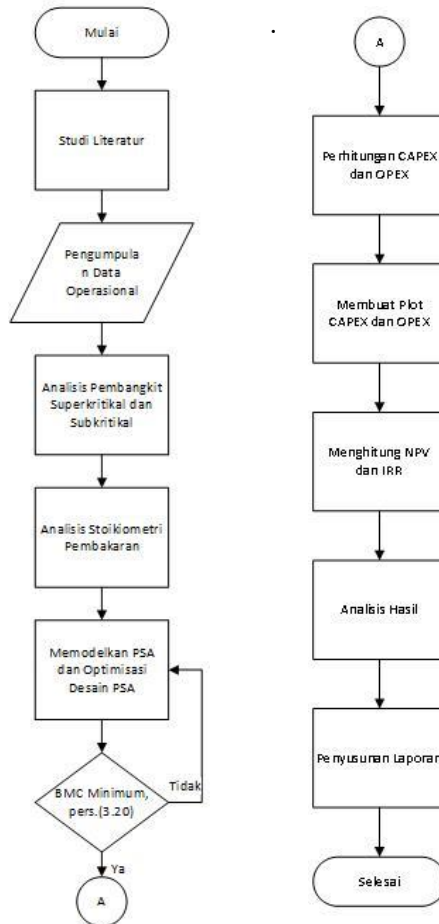
menganalisis profitabilitas suatu investasi atau proyek. Sedangkan *Internal Rate of Return* (IRR) yaitu *return* atau pengembalian yang diperoleh apabila investasi dilakukan di dalam perusahaan sendiri [33]. Dalam analisis ini nilai IRR didapatkan dalam bentuk pengembalian dari keuntungan penambahan desain *oxy-combustion* dan CCS.

***“Halaman ini sengaja dikosongkan”***

---

### BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Metodologi yang dilakukan dalam penelitian tugas akhir ini adalah sebagai berikut.



**Gambar 3.1** Diagram alir metodologi penelitian

### 3.1 Pengumpulan Data Operasional

Pengumpulan data operasional terdiri dari data tekanan, temperatur, entalpi, dan lainnya yang diperlukan untuk memodelkan pembangkit superkritikal dan subkritikal. Data operasional dalam penelitian ini mengacu pada data PLTU di PT. Great Giant Foods Terbanggi Besar, Lampung Tengah. Adapun data operasional yang digunakan pada pembangkit adalah ditunjukkan pada tabel 3.1.

**Tabel 3.1** Data operasional

| <b>Parameter</b>                         | <b>Nilai</b>   |
|--|--|
| Efisiensi Generator                      | 89%  |
| Daya keluaran                            | 7 Megawatt   |
| Temperatur <i>steam</i> menuju HP Turbin | - Boiler Superkritikal: 873 K<br>- Boiler Subkritikal: 813 K     |
| Tekanan <i>steam</i> menuju HP Turbin    | - Boiler Superkritikal: 24 MPa<br>- Boiler Subkritikal: 16,5 MPa |
| Temperatur <i>steam</i> menuju IP Turbin | 812,4 K  |
| Tekanan <i>steam</i> menuju IP Turbin    | 4,8 MPa  |
| Tekanan <i>steam</i> keluar IP turbin    | 6,75 MPa   |
| Temperatur <i>steam</i> keluar IP Turbin | 631 K  |
| Tekanan <i>steam</i> masuk LP turbin     | 1,108 MPa  |
| Temperatur <i>steam</i> masuk LP Turbin  | 613 K  |
| Tekanan <i>steam</i> keluar LP turbin    | 0,023 MPa  |
| Temperatur <i>steam</i> keluar LP Turbin | 420,2 K  |
| <i>Heat capacity</i>                     | 2,2 kJ/kg K  |
| Tekanan <i>feedwater</i>                 | 18 MPa   |

| <b>Parameter</b>                     | <b>Nilai</b> |
|--------------------------------------|--------------|
| Temperatur <i>feedwater</i>          | 561 K        |
| Temperatur <i>inlet economizer</i>   | 561 K        |
| Tekanan <i>inlet economizer</i>      | 0,7 MPa      |
| Temperatur <i>outlet economizer</i>  | 613 K        |
| Tekanan <i>outlet economizer</i>     | 0,7 MPa      |
| Temperatur <i>inlet reheater</i>     | 688 K        |
| Tekanan <i>inlet reheater</i>        | 6,75 MPa     |
| Temperatur <i>outlet reheater</i>    | 812,4 K      |
| Tekanan <i>outlet reheater</i>       | 4,8 MPa      |
| Temperatur <i>inlet superheater</i>  | 618 K        |
| Tekanan <i>inlet superheater</i>     | 0,8 MPa      |
| Temperatur <i>outlet superheater</i> | 813 K        |
| Tekanan <i>outlet superheater</i>    | 16,5 MPa     |

Dengan menggunakan data operasional yang telah diperoleh tersebut, maka akan dirancang sebuah pembangkit superkritikal dengan menghitung aliran massa *feedwater* yang diperlukan, aliran batu bara yang diperlukan, besarnya energi yang dihasilkan dari pembakaran *boiler*, dan kerja setiap komponen, sehingga dapat menghitung efisiensi sistem.

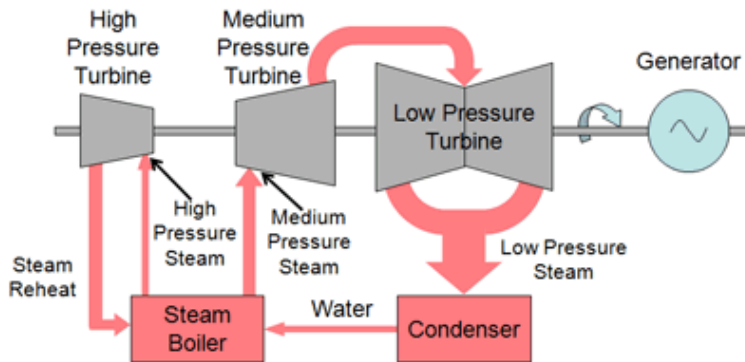
### 3.2 Analisis Pembangkit Superkritikal dan Subkritikal

Selanjutnya adalah dilakukan perancangan model pebangkit superkritikal dan subkritikal. Adapun tinjauan analisis dilakukan secara berurut dimulai dari menghitung kemampuan generator yang dihasilkan sampai pada menghitung kebutuhan *feedwater* yang diperlukan sehingga dapat ditentukan besarnya bahan bakar batu bara yang diperlukan.

#### 3.2.1 Turbin dan Generator

Turbin merupakan komponen yang diperlukan pada pembangkit untuk mengkonversikan besarnya tekanan dari steam

menjadi suatu putaran yang berenergi tinggi. Putaran turbin menghasilkan putaran bagi generator yang telah dikopel dengan turbin. Oleh generator energi gerak dari putaran tersebut dikonversi menjadi energi listrik yang bermanfaat bagi kebutuhan hidup manusia. Pada PLTU, turbin yang digunakan terdiri dari 3 bagian yakni *high pressure turbine* (HP turbin), *intermediate pressure turbine* (IP turbin), dan *low pressure turbine* (LP turbin). Pada prinsipnya HP turbin pertama diputar oleh *steam* bertekanan tinggi yang berasal dari boiler. Putaran dari HP turbin menyebabkan IP turbin dan LP turbin ikut berputar oleh karena dikopel dalam satu poros. *Steam* yang telah memutar HP turbin kemudian dipanaskan kembali oleh *reheater* sehingga tekanan dan temperaturnya naik, kemudian digunakan kembali untuk memutar IP turbin. Kemudian uap yang telah digunakan untuk memutar IP turbin dimanfaatkan kembali untuk memutar LP turbin. Proses tersebut dapat dilihat pada gambar 3.2.



**Gambar 3.2** Instalasi turbin dan generator [34]

Berdasarkan rancangan gambar 3.2 untuk menghitung kerja turbin dapat digunakan rumus sebagai berikut.

$$W_{turbin} = W_{HP\ Turbin} + W_{IP\ Turbin} + W_{LP\ Turbin} \quad (3.1)$$

Adapun kerja HP, IP, dan LP turbin dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut .

$$W = \dot{m}_{steam} \times (h_{in} - h_{out}) \quad (3.2)$$

Dimana:  $\dot{m}_{steam}$  = laju aliran massa *steam*

$h_{in}$  = entalpi *steam* yang masuk (kJ/kg)

$h_{out}$  = entalpi *steam* yang keluar (kJ/kg)

Pada PLTU PT. Great Giant Foods besarnya daya yang dibangkitkan oleh generator adalah sebesar 7 MW dan besarnya efisiensi pada turbin yang digunakan adalah 89%. Sehingga energi listrik yang dihasilkan oleh generator adalah sebesar 7000 kilojoule setiap detiknya. Untuk menghitung besarnya energi atau kerja yang dihasilkan oleh turbin maka digunakan persamaan (3.3) berikut.

$$W_{turb} = \frac{E_{gen}}{\eta_{turb}} \quad (3.3)$$

Dimana:  $W_{turb}$  = Kerja yang dihasilkan turbin

$E_{gen}$  = Energi listrik yang dihasilkan generator

Maka besarnya kerja turbin dihitung sebagai berikut.

$$W_{turb} = \frac{7000}{89\%} \text{ kJ} = 7865,17 \text{ Kj}$$

Dalam kurun waktu setiap satu detik, kerja turbin yang dihasilkan adalah sebesar 7.865,17 kJ.

Kemudian perlu dicari besarnya aliran massa *feedwater* yang diperlukan. Berdasarkan persamaan pada (3.2) maka besarnya kerja HP, IP, dan LP turbin adalah sebagai berikut.

$$W_{HP \text{ Turbin}} = \dot{m}_{steam} \times (h_{in} - h_{out})$$

Dimana pada pembangkit superkritikal  $h_{in} = 3.500,7$  dan  $h_{out} = 3.203,18$  diperoleh berdasarkan tabel termodinamika yakni tabel A4 melalui teknik interpolasi, selanjutnya dengan menggunakan data operasional pada tabel 3.1. sehingga persamaan (3.4) digunakan untuk menghitung besarnya kerja HP turbin

$$W_{HP \text{ Turbin}} = \dot{m}_{steam} \times 297,52 \quad (3.4)$$

Dengan cara yang sama dengan menggunakan data operasional pada tabel 3.1 didapatkan entalpi pada setiap kondisi sehingga didapatkan persamaan untuk IP turbin dan LP turbin.

$$W_{IP\ Turbin} = \dot{m}_{steam} \times 300,89 \quad (3.5)$$

$$W_{LP\ Turbin} = \dot{m}_{steam} \times 607,41 \quad (3.6)$$

Untuk mencari besarnya aliran massa steam yang diperlukan maka digunakan persamaan (3.1).

$$\begin{aligned} W_{turb} &= W_{HP\ Turbin} + W_{IP\ Turbin} + W_{LP\ Turbin} \\ 7865,17 &= \dot{m}_{steam} \times (297,52 + 300,89 + 607,41) \\ \dot{m}_{steam} &= 6,52\ kg/s \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan besarnya aliran *steam* dari *feedwater* adalah sebesar 6,52 kg/s pada rancangan pembangkit superkritikal. Sementara dengan menggunakan cara yang sama diperoleh besarnya aliran *steam* dari *feedwater* pada boiler subkritikal yang ada adalah sebesar 7,075 kg/s.

### 3.2.2 Boiler

Setelah meninjau perhitungan energi pada turbin, selanjutnya dilakukan peninjauan perhitungan energi dan efisiensi pada boiler superkritikal dan subkritikal. Dengan tujuan untuk mendapatkan massa *feedwater* dan batu bara yang diperlukan. Pada dasarnya *boiler* terdiri dari bagian-bagian yang meliputi *superheater*, *economizer*, *reheater*, dan *feedwater inlet* sesuai dengan gambar 3.3.

Adapun besarnya kalor yang diperlukan untuk memanaskan steam dari *feedwater* adalah sebagai berikut.

$$Q_{steam} = (m_{steam} \times c \times \Delta T) + (m_{steam} \times U) + m_{steam} (h_{out} - h_{in}) \quad (3.7)$$

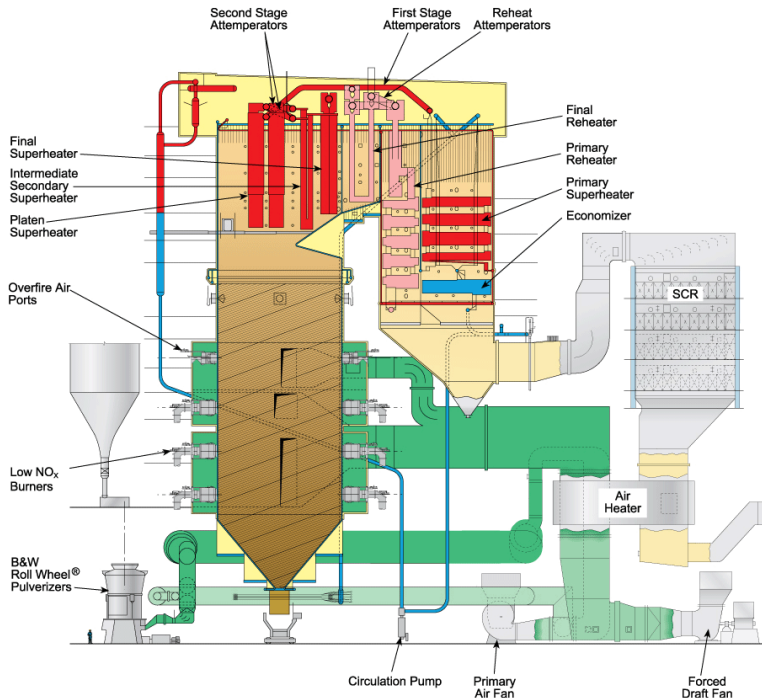
Dimana:  $\dot{m}_{steam}$  = laju aliran massa *steam*

$h_{in}$  = entalpi *steam* yang masuk *boiler* (kJ/kg)

$h_{out}$  = entalpi *steam* yang keluar *boiler* (kJ/kg)



$c$  = kalor jenis *steam*  
 $\Delta T$  = Perubahan temperatur *steam*  
 $U$  = Kalor laten uap



**Gambar 3.3** Desain skematik *boiler* [35]

Di dalam *boiler* terdiri dari komponen *superheater*, *economizer*, dan *reheater*. Lalu total kalor pembakaran yang diserap *boiler* adalah jumlah dari kalor setiap komponen di dalamnya dalam hal ini komponen kecil seperti pipa sambungan atau material lainnya diabaikan sehingga dirumuskan sebagai berikut.

$$Q_{boiler} = Q_{economizer} + Q_{reheater} + Q_{superheater} \quad (3.8)$$

Atau persamaan pada (3.8) dapat diperinci lagi sebagai berikut

$$Q_{boiler} = \dot{m}_{steam} \times (h_1 - h_2) + \dot{m}_{steam} \times (h_3 - h_4) + \dot{m}_{steam} \times (h_5 - h_6) \quad (3.9)$$

Dimana:  $\dot{m}_{steam}$  = laju aliran massa *steam*

$h_1$  = entalpi *steam* yang keluar *economizer* (kJ/kg)

$h_2$  = entalpi *steam* yang masuk *economizer* (kJ/kg)

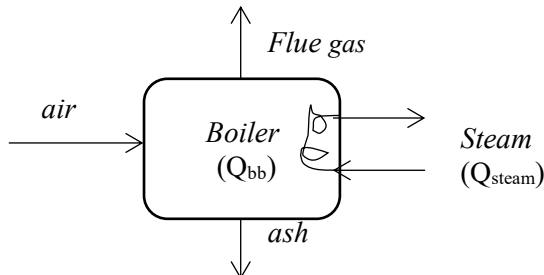
$h_3$  = entalpi *steam* yang keluar *reheater* (kJ/kg)

$h_4$  = entalpi *steam* yang masuk *reheater* (kJ/kg)

$h_5$  = entalpi *steam* yang keluar *superheater* (kJ/kg)

$h_6$  = entalpi *steam* yang masuk *superheater* (kJ/kg)

Adapun untuk menghitung jumlah batu bara yang diperlukan untuk pembakaran maka dibuat analisis berdasarkan *control volume* pada gambar 3.4



**Gambar 3.4** Boiler control volume

Apabila diasumsikan besarnya kalor yang diperlukan untuk memanaskan *steam* adalah sama dengan besarnya kalor dari pembakaran seluruh massa batu bara maka,

$$Q_{steam} = Q_{bb} \quad (3.10)$$

$$(\dot{m}_{steam} \times c \times \Delta T) + (\dot{m}_{steam} \times U) + (\dot{m}_{steam} \times (h_2 - h_1)) = \dot{m}_{bb} \times HHV \quad (3.11)$$

Sehingga massa batu bara yang diperlukan untuk pembakaran setiap detiknya dapat diperoleh dari persamaan (3.12) sebagai berikut.

$$m_{bb} = \frac{(m_{steam} \times c \times \Delta T) + (m_{steam} \times U) + (m_{steam} \times (h_2 - h_1))}{HHV_{batubara}} \quad (3.12)$$

Sehingga selanjutnya efisiensi kinerja boiler dapat ditentukan dengan membagi panas yang diserap boiler dengan panas dari pembakaran sesuai persamaan (3.13) berikut.

$$\text{efisiensi boiler} = \frac{Q_{boiler}}{Q_{bb}} \times 100\% \quad (3.13)$$

kemudian besarnya efisiensi *plant* keseluruhan adaah diperoleh dengan membandingkan energi yang dihasilkan turbin terhadap energi dari pembakaran yakni sesuai persamaan (3.14)

$$\text{efisiensi plant} = \frac{P_{generator}}{Q_{bb}} \times 100\% \quad (3.14)$$

Pada penelitian tugas akhir ini dilakukan analisis pada dua tipe boiler sekaligus yaitu *boiler* bertipe subkritisal dan superkritisal. Analisis terutama berfokus untuk menghitung besarnya efisiensi setiap boiler, jumlah massa batu bara yang diperlukan, dan besarnya efisiensi *plant* yang diperoleh pada pembangkit. Untuk menghitung panas yang dibutuhkan untuk memanaskan *steam* maka digunakan persamaan (3.7), dan dengan menggunakan data operasional pada tabel 3.1 maka besarnya kalor yang diperlukan untuk memanaskan *steam* dari fase *saturated steam* menjadi fase superkritis pada boiler superkritisal adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned} Q_{steam} &= (m_{steam} \times c \times \Delta T) + (m_{steam} \times U) + \\ &\quad m_{steam} (h_{out} - h_{in}) \\ Q_{steam} &= (6,52 \times 2,2 \times 312) + (6,52 \times 2270) \\ &\quad + (6,52 \times (3.500,7 - 1.644,56)) \\ Q_{steam} &= 31.390 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Sehingga besarnya kalor yang diperlukan untuk memanaskan *feedwater* pada boiler superkritisal adalah sebesar 31.390 kJ.

Dengan menggunakan cara yang sama maka besarnya kalor yang diperlukan untuk memanaskan *steam* menjadi fase *superheated* pada boiler subkritis adalah sebagai berikut.

$$Q_{steam} = (7,075 \times 2,2 \times 252) + (7,075 \times 2270) \\ + (7,075 \times (3.406,52 - 1.644,56))$$

$$Q_{steam} = 32.450 \text{ kJ}$$

Sehingga besarnya kalor yang diperlukan untuk memanaskan *feedwater* pada boiler subkritis adalah sebesar 32.450 kJ. Kemudian untuk mengetahui efisiensi kinerja boiler maka perlu dihitung besarnya kalor yang diserap oleh setiap komponen berdasarkan persamaan (3.8) dan dengan menggunakan tabel 3.1 maka besarnya kalor yang diserap pada boiler superkritis adalah sebagai berikut.

$$Q_{boiler} = Q_{economizer} + Q_{reheater} + Q_{superheater}$$

$$Q_{boiler} = 4.002,94 + 7.866,3 + 2.119,07$$

$$Q_{boiler} = 13.988,31 \text{ kJ}$$

Sehingga besarnya kalor yang diserap oleh boiler superkritis adalah sebesar 13.988,31 kJ sementara hasil perhitungan pada boiler subkritis besarnya kalor yang diserap yaitu 14.507,07 kJ. Kemudian dengan menggunakan persamaan (3.12), maka besarnya massa batu bara yang diperlukan setiap detiknya dihitung sebagai berikut.

$$m_{bb} = \frac{32.450}{20.000} \text{ kg} = 1,57 \text{ kg}$$

Sehingga besarnya massa batu bara yang diperlukan setiap detiknya adalah sebesar 1,57 kg. Hasil perhitungan massa batu bara pada superkritis lebih kecil bila dibandingkan dengan subkritis yang besarnya adalah 2 kg. Dengan demikian penggunaan boiler superkritis diharapkan akan memberikan keuntungan jangka panjang dalam segi penghematan bahan bakar batu bara yang digunakan. Adapun besarnya efisiensi pada boiler superkritis dapat dihitung menggunakan persamaan (3.13).

$$\text{efisiensi boiler} = \frac{Q_{boiler}}{Q_{bb}} \times 100\%$$

$$\text{efisiensi boiler} = \frac{13.988,31}{32,45} \times 100\%$$

$$\text{efisiensi boiler} = 44,56\%$$

Sehingga besarnya efisiensi boiler superkritikal adalah 44,56% nilai tersebut sedikit lebih kecil dibandingkan dengan nilai hasil perhitungan pada boiler subkritikal yakni sebesar 44,71%. Perbedaan nilai efisiensi tersebut dikarenakan perbedaan parameter operasi dan besarnya jumlah aliran *feedwater* yang digunakan. Selanjutnya juga dihitung besarnya efisiensi *plant* pembangkit secara keseluruhan dengan menggunakan persamaan (3.14).

$$\text{efisiensi plant} = \frac{P_{generator}}{Q_{bb}} \times 100\%$$

$$\text{efisiensi plant} = \frac{7.000}{31.390} \times 100\% = 22,30\%$$

Besarnya efisiensi yang dihasilkan pada rancangan pembangkit superkritikal yang diharapkan adalah sebesar 22,3%, nilai tersebut lebih tinggi bila dibandingkan dengan pembangkit subkritikal yakni sebesar 21,57%. Dengan demikian penggunaan pembangkit superkritikal juga memberikan keuntungan dalam meningkatkan efisiensi sistem. Dengan demikian inovasi dari pembangkit subkritikal menjadi superkritikal adalah layak diterapkan pada pembangkit oleh karena memberikan banyak keuntungan meliputi penghematan konsumsi bahan bakar dan peningkatan efisiensi sistem yang signifikan.

### 3.3 Analisis Stoikiometri Pembakaran

Setelah berhasil memperoleh massa bahan bakar batu bara yang diperlukan, maka selanjutnya dilakukan analisis stoikiometri pembakaran. Analisis ini bertujuan untuk mendapatkan jumlah nitrogen dan karbon dioksida yang akan dimanfaatkan untuk dijual. Kemudian analisis tersebut juga bertujuan untuk menentukan besarnya penghematan batu bara yang digunakan dengan penggunaan teknologi *oxyfuel*. Analisis dilakukan dengan membandingkan massa komponen gas buang dan gas yang dimanfaatkan pada proses pembakaran menggunakan *oxyfuel*

terhadap tanpa menggunakan *oxyfuel*. Pembakaran batu bara pada dasarnya menghasilkan gas keluaran berupa CO<sub>2</sub> dan N<sub>2</sub>

### 3.4 Memodelkan PSA dan Optimisasi desain PSA

Pada tahap ini dikembangkan persamaan yang digunakan untuk memodelkan PSA yang terdiri dari persamaan untuk menentukan harga PSA, harga adsorben yang digunakan, besarnya tekanan yang diperlukan, serta juga dikembangkan persamaan fungsi objektif untuk mengoptimisasi desain PSA yang akan digunakan. Algoritma optimisasi yang digunakan adalah *genetic algorithm* (GA) dan *particle swarm optimization* (PSO). Adapun optimisasi bertujuan untuk mendapatkan variabel yang meliputi:

- Panjang kolom PSA
- Diameter kolom PSA
- Waktu adsorpsi
- Tekanan adsorpsi

Salah satu besaran fisika yang mempengaruhi aliran gas yang melewati PSA adalah viskositas. Yang mana didefinisikan sebagai ukuran hambatan aliran suatu fluida oleh karena adanya kontak antar permukaan fluida yang bergesekan. Viskositas didefinisikan berdasarkan persamaan (3.15) [36].

$$\eta_{mix} = \frac{\sum(\eta_i \cdot x_i \cdot \sqrt{M_i})}{x_i \cdot \sqrt{M_i}} \quad (3.15)$$

Dimana  $\eta_{mix}$  = viskositas campuran

$\eta_i$  = viskositas komponen gas  $i$

$x_i$  = fraksi mol komponen gas  $i$

$M_i$  = massa molar komponen gas  $i$

Kemudian pada penelitian ini digunakan komponen PSA sebagai pengadsorpsi gas. Di dalam PSA digunakan material adsorben *zeolite 13X* dengan karakteristik yang ditunjukkan pada 2.4. Adsorben menempati bagian kolom PSA sebanyak luas penampang tertentu, untuk menentukan luas penampang adsorben

yang digunakan yang menunjuk pada banyaknya adsorben digunakan, dirumuskan pada persamaan (3.16) [37].

$$S_{tot} = \frac{F_{feed}}{u} (1 + \varphi) \quad (3.16)$$

Dimana:  $S_{tot}$  = *cross section area* keseluruhan (m<sup>2</sup>)  
 $F_{feed}$  = laju aliran feed (m<sup>3</sup>/s)  
 $u$  = kecepatan komponen gas (m/s)  
 $\varphi$  = ratio waktu desorpsi dan adsorpsi

Adsorben merupakan material pengadsorp yang menyerap campuran gas yang tidak diinginkan sehingga diperoleh gas yang diinginkan dengan tingkat kemurnian tinggi. Untuk menghitung besar kemurnian gas yang digunakan persamaan (3.17) [37].

$$pur = \frac{(1-C_A).t_A}{(1-C_A).t_A + (1-y).\varepsilon.t_C} \quad (3.17)$$

Dimana:  $C_A$  = 1-*capture rate* komponen gas yang diadsorpsi  
 $y$  = fraksi mol zat yang diadsorpsi pada feed  
 $t_C$  = waktu kontak (s)  
 $t_A$  = waktu adsorpsi (s)  
 $\varepsilon$  = *bed void*

Waktu kontak ( $t_C$ ) menunjukkan lamanya kontak yang terjadi antara komponen gas yang akan diadsorpsi dengan adsorben *zeolite 13X*. Untuk menghitung waktu kontak digunakan persamaan (3.18).

$$t_C = \frac{L}{u} \quad (3.18)$$

Dimana :  $L$  = panjang kolom (m)  
 $u$  = kecepatan komponen gas (m/s)

Selama waktu adsorpsi berlangsung, kuantitas gas yang diserap amatlah banyak sehingga perlu dihitung. Kuantitas gas yang diserap dapat dinyatakan dalam satuan mol dan dihitung menggunakan persamaan (3.19) [37].

$$n_{gas} = y_{gas} \cdot F_{feed} \cdot \frac{p_A}{RT} \cdot 0,9 \quad (3.19)$$

Dimana:

$n_{gas}$  = jumlah mol gas CO<sub>2</sub> atau N<sub>2</sub> yang diadsorpsi

- $y_{gas}$  = fraksi mol gas CO<sub>2</sub> atau N<sub>2</sub> pada masukan kolom  
 $p_A$  = tekanan adsorpsi (bar)  
 $R$  = konstanta gas  
 $T$  = temperatur (K)  
 $t_A$  = waktu adsorpsi (s)

Adapun untuk menghitung harga PSA yang diperlukan adalah digunakan persamaan pada (3.20) [38].

$$BMC = 4,65 \times \frac{586}{397} \times M \times N \times PC \quad (3.20)$$

Dimana:

- $BMC$  = harga modul *pressure swing adsorption* (USD)  
 $M$  = jumlah *pressure swing adsorption* yang digunakan  
 $N$  = jumlah kolom pada satu *pressure swing adsorption*  
 $\log(PC) = 3,4974 + 0,4485 \log(Vol) + 0,1074[\log(Vol)]^2$

Saat aliran gas melalui kolom PSA dapat terjadi *pressure drop* sehingga gas tidak mengalir melewati kolom. Besarnya *pressure drop* dihitung menggunakan persamaan *Ergun* pada persamaan (3.21) [39].

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{150u\mu}{d_p^2} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + 1.75 \frac{\rho_g u^2}{d_p} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \quad (3.21)$$

- Dimana:  $\Delta p$  = *pressure drop* (Pa)  
 $L$  = panjang kolom (m)  
 $d_p$  = diameter partikel (m)  
 $u$  = kelajuan gas (m/s)  
 $\mu$  = viskositas fluida (Pa s)  
 $\rho_g$  = massa jenis gas (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\varepsilon$  = *bed void*

Oleh karena adanya *pressure drop* yang menyebabkan aliran gas terhenti, maka perlu ditambah pompa atau *blower* untuk menaikkan tekanan aliran gas. Besarnya daya yang digunakan pompa untuk menaikkan tekanan aliran gas dihitung menggunakan persamaan 3.18 [39].



$$P = \frac{p_1 \cdot Q \cdot k}{eff \cdot (k-1)} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \quad (3.22)$$

Dimana :  $P$  = daya yang dibutuhkan untuk mendorong gas (watt)

$p_1 = p_2 + \Delta p$  (Pa)

$p_2$  = tekanan adsorpsi (Pa)

$Q$  = laju aliran fluida ( $m^3/s$ )

$k$  = *specific heat ratio*

$eff$  = efisiensi

Untuk mengoptimisasi model PSA perlu diketahui karakteristik material adsorben yang digunakan. Adapun secara spesifik karakteristik material adsorben yang digunakan dapat dilihat pada tabel 2.4. Adsorben *zeolite 13X* memiliki kemampuan adsorpsi pada kondisi tekanan tertentu, hal ini didefinisikan berdasarkan persamaan regresi pada (3.23) [28].

$$K_Z = 4,11 \cdot e^{(0,01706 \cdot p_A)} - 6,112 \cdot e^{(-1,891 \cdot p_A)} \quad (3.23)$$

Dimana:  $K_Z$  = kapasitas penyerapan adsorben *zeolite* (mol/kg)

$p_A$  = tekanan adsorpsi (atm)

Sehingga berdasarkan model yang diperoleh dari persamaan sebelumnya, maka dikembangkan fungsi tujuan untuk mengoptimisasi model PSA yang akan digunakan, yakni pada persamaan (3.24).

$$J_{max} = n_{gas} \times \frac{31.536.000}{t_A} \times Mr_{gas} \cdot 10^{-6} \times C_{gas} - [BMC + (m_{ads} \times C_{ads}) + (P_B \times 8760 \times C_{electric}) + (P_A \times 8760 \times C_{electric}) + (P_D \times 8760 \times \varphi \times C_{electric})] \quad (3.24)$$

Dimana:

$C_{gas}$  = harga jual  $CO_2$  atau  $N_2$  (usd/ton karbon dioksida)

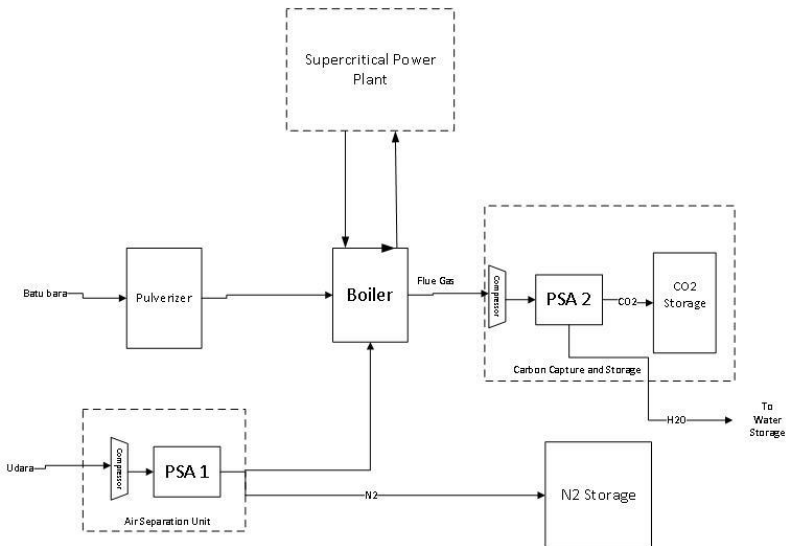
$C_{ads}$  = harga *adsorbent* (USD/kg)

$C_{electric}$  = harga listrik (USD/kwh)

$P_B$  = daya yang dibutuhkan blower

- $P_A$  = daya kompresor saat adsorpsi  
 $P_D$  = daya pompa saat desorpsi  
 $\Phi$  = rasio waktu desorpsi dan adsorpsi

Optimisasi desain PSA menggunakan algoritma GA dan PSO. Kedua algoritma tersebut dipilih oleh karena memiliki karakteristik yang bertentangan dimana pada GA cenderung untuk melakukan iterasi hingga memperoleh nilai fungsi objektif yang maksimum. Sementara pada PSO bekerja dengan melakukan iterasi hingga mencapai nilai fungsi objektif yang seminimum mungkin. Optimisasi dengan dua algoritma bertujuan untuk mencari spesifikasi komponen PSA yang terbaik demikian supaya dapat memperoleh keuntungan yang maksimum. *Software* yang digunakan untuk optimisasi adalah *Matlab*.



**Gambar 3.5** Skema Pembangkit dengan *oxyfuel* dan CCS

Pada penelitian dilakukannya optimisasi dengan menggunakan dua algoritma adalah untuk memperoleh desain PSA yang terbaik dengan harga yang seminimum mungkin. Sehingga

dalam analisis keuntungan pada bahasan Bab 4 diperoleh keuntungan maksimal yang didapatkan. Iterasi dilakukan sebanyak 500 kali. Optimisasi dilakukan dengan mengoptimalkan besarnya keuntungan pada fungsi objektif sehingga diperoleh nilai yang optimal dari variabel yang akan dioptimisasi. Selanjutnya nilai setiap variabel dikembalikan sehingga diperoleh harga komponen PSA dan harga dari pemakaian listrik yang dikeluarkan selama satu tahun. Adapun sebagai gambaran untuk rancangan teknologi *oxyfuel* dan *carbon capture* yang akan diterapkan pada pembangkit superkritikal dapat dilihat pada gambar 3.5.

### **3.5 Perhitungan CAPEX dan OPEX**

Selanjutnya pada analisis biaya dilakukan perhitungan besarnya *Capital Expenditures* dan *Operational Expenditures* pada pembangkit superkritikal dengan penerapan teknologi *oxy-combustion* dan CCS. *Capital Expenditures* merupakan biaya yang diperlukan untuk investasi awal dan pengadaan teknologi, sedangkan *Operational Expenditures* merupakan biaya yang dikeluarkan supaya peralatan dapat berfungsi dengan baik selama setiap tahunnya.

### **3.6 Plot hasil perhitungan CAPEX dan OPEX**

Setelah dilakukan perhitungan, untuk memudahkan dalam membaca laporan tugas akhir ini, maka penulis akan memplot hasil perhitungan CAPEX dan OPEX dalam bentuk tabel. Adapun tabel yang dibuat adalah berupa analisis CAPEX dan OPEX pada penambahan desain *oxy-combustion* dan *carbon capture and storage* yang digunakan. Selain itu, tabel ini mempermudah dalam menentukan CAPEX dan OPEX untuk menghitung biaya seminimal mungkin.

### **3.7 Menghitung NPV dan IRR**

Hasil perhitungan CAPEX dan OPEX sebelumnya dijadikan acuan oleh penulis untuk menghitung besarnya keuntungan yang didapatkan. Hal tersebut dilakukan dengan menghitung keuntungan hasil penjualan  $N_2$  dan  $CO_2$  dikurangi dengan biaya

CAPEX dan OPEX. Dilakukannya perhitungan bertujuan untuk menentukan apakah teknologi tersebut layak digunakan dan memberikan keuntungan maksimal pada jangka waktu proyek yang telah ditetapkan.

NPV (*Net Present Value*) adalah besarnya keuntungan bersih yang diperoleh dari hasil penjualan yang telah dipotong dengan biaya investasi yang diperlukan pada saat itu [40].

$$NPV = \frac{C_t}{(1+r)^t} + C_0 \quad (3.25)$$

Dimana:

$C_t$  = *net cash flow at period t*

$t$  = waktu (tahun)

$r$  = *discount rates*

$C_0$  = *initial cash outflow*

IRR (*Internal Rate Return*) didefinisikan sebagai metode yang digunakan sebagai indikator untuk mengetahui tingkat efisiensi dari suatu investasi. Untuk membuktikan apakah investasi tersebut memberikan laju pengembalian kas yang baik. Untuk menghitung IRR digunakan persamaan berikut [41].

$$IRR = \left( \frac{FV}{PV} \right)^{\frac{1}{N}} - 1 \quad (3.26)$$

Dimana:

$FV$  = *Future net cash flow*

$PV$  = *Present value*

$N$  = periode (tahun)

### 3.8 Menganalisis Hasil dan Penarikan Kesimpulan

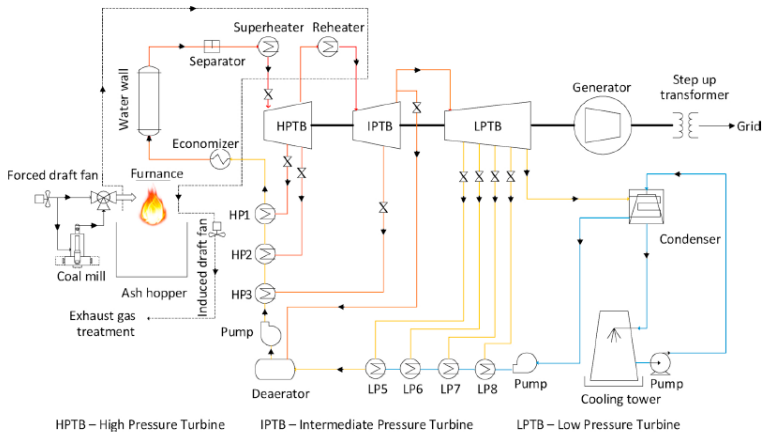
Pada tahap ini dilakukan analisis hasil berdasarkan tahapan yang telah dilakukan. Tahap ini bertujuan untuk memastikan apakah diperoleh keuntungan yang layak dari hasil penambahan desain teknologi *oxy-combustion* dan CCS. Dan selanjutnya penulis akan memberikan pembahasan dan ulasan singkat terkait hasil analisis yang didapatkan. Dan terakhir akan diberikan kesimpulan berdasarkan hasil yang diperoleh dan keuntungan yang

akan didapatkan selanjutnya dengan adanya penambahan desain CCS dan *oxyfuel* pada rancangan pembangkit superkritikal

## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

### 4.1 Analisis Pembangkit Superkritikal dan Subkritikal

Analisis pembangkit superkritikal dan subkritikal mengacu pada kondisi operasional PLTU yang ada di PT Great Giant Foods Terbanggi Besar Lampung Tengah. Adapun pada penelitian tugas akhir ini telah dilakukan analisis perhitungan manual untuk membuktikan rancangan pembangkit superkritikal yang akan diterapkan ke depannya lebih unggul dibandingkan dengan pembangkit subkritikal yang telah ada. Dalam penelitian ini dilakukan analisis perhitungan manual menggunakan parameter operasional pembangkit yang telah ada. Sebagai gambaran desain skematik untuk rancangan pembangkit superkritikal dapat dilihat pada gambar 4.1.



**Gambar 4.1** Skema pembangkit superkritikal

Pada penelitian tugas akhir ini telah dianalisis rancangan pembangkit superkritikal dengan membandingkannya dengan pembangkit subkritikal berdasarkan parameter operasional yang telah ada pada tabel 3.1. Analisis pembangkit bertujuan untuk mengetahui kelayakan rancangan pembangkit superkritikal supaya

ke depannya dapat diterapkan menggantikan sistem pembangkit konvensional dengan keuntungan yang optimal melalui penghematan bahan bakar batu bara yang digunakan dan peningkatan efisiensi sistem. Perbandingan hasil perhitungan antara pembangkit subkritis dan pembangkit superkritis ditunjukkan oleh tabel 4.1.

**Tabel 4.1** Hasil Analisis pembangkit superkritis dan subkritis

| Variabel                         | Superkritis      | Subkritis        |
|----------------------------------|------------------|------------------|
| Daya yang dihasilkan             | 7 MW             | 7 MW             |
| Kerja HP turbin                  | 1.940,61 kJ      | 1.438,68 kJ      |
| Kerja IP turbin                  | 1.962,62 kJ      | 2.128,9 kJ       |
| Kerja LP turbin                  | 3.961,93 kJ      | 4.297,59 kJ      |
| Kerja turbin                     | 7.865,17 kJ      | 7.865,17 kJ      |
| Steam yang dibutuhkan            | 6,52 kg/s        | 7,08 kg/s        |
| Kalor <i>economizer</i>          | 7.866, 28 kJ     | 8.532,74 kJ      |
| Kalor <i>reheater</i>            | 2.119,07 kJ      | 3.675,73 kJ      |
| Kalor <i>superheater</i>         | 4.002,94 kJ      | 2.298,60         |
| Kalor yang diserap <i>boiler</i> | 13.988,31 kJ     | 14.507,07 kJ     |
| Kalor pembakaran                 | 31.390           | 32.450           |
| Penggunaan batu bara             | 1,570 kg/s       | 2 kg/s           |
| Penggunaan batu bara             | 49.496.426 kg/th | 51.166.502 kg/th |
| Efisiensi <i>boiler</i>          | 44,56%           | 44,71%           |
| Efisiensi <i>plant</i>           | 22,30%           | 21,57%           |

Berdasarkan hasil analisis yang diperoleh, bahwa terlihat perbedaan yang signifikan dengan penerapan pembangkit superkritis. Hal tersebut terlihat dari pengurangan massa bahan bakar batu bara yang dibutuhkan, pengurangan *feedwater steam* yang dibutuhkan, dan peningkatan efisiensi sistem. Adapun jumlah batu bara yang dihemat dalam setiap tahunnya dengan penerapan teknologi tersebut yakni sebesar 1.670.076 kg/tahun.

#### 4.2 Perhitungan Stoikiometri Pembakaran

Selanjutnya dilakukan penelitian untuk menguji kelayakan penerapan teknologi *oxy-combustion* dan *carbon capture storage* pada pembangkit superkritikal yang akan diterapkan. Penambahan teknologi tersebut akan meningkatkan efisiensi pembakaran sehingga konsumsi bahan bakar menjadi lebih berkurang. Adapun sebelumnya dilakukan perhitungan stoikiometri untuk mengetahui jumlah produk dan reaktan hasil pembakaran dengan menggunakan *oxy-combustion* maupun tanpa teknologi *oxy-combustion*. Hasil perhitungan stoikiometri ditunjukkan pada tabel 4.2. Kemudian berdasarkan hasil perhitungan stoikiometri yang diperoleh menjadi acuan dalam merancang teknologi *oxy-combustion* dan *carbon capture storage*. Hasil perhitungan yang terutama diperlukan meliputi perbedaan konsumsi bahan bakar batu bara dengan adanya teknologi *oxy-combustion* serta besarnya massa karbondioksida (CO<sub>2</sub>) yang dihasilkan dari gas buang dan massa nitrogen (N<sub>2</sub>) yang masuk sebagai udara bakar yang akan menjadi produk penjualan dari hasil penerapan teknologi *oxy-combustion* dan *carbon capture storage*. Penerapan teknologi *oxy-combustion* memberikan penghematan batu bara kira-kira sebesar 1.448.023 kg/tahun.

**Tabel 4.2** Hasil analisis stoikiometri

| <b>Parameter (per tahun)</b>           | <b>Oxy</b>      | <b>Non-Oxy</b>  |
|--|-----------------|-----------------|
| Listrik yang dihasilkan (kJ)           | 220.752.000.000 | 220.752.000.000 |
| Energi yang dibutuhkan (kJ)            | 989.928.519.144 | 989.928.519.144 |
| Massa batu bara (kg/tahun)             | 49.496.426      | 50.944.449      |
| Massa O <sub>2</sub> /udara (kg/tahun) | 129.803.160     | 556.855.554     |
| Massa CO <sub>2</sub> (kg/tahun)       | 154.512.924     | 159.169.443     |
| Massa H <sub>2</sub> O (kg/tahun)      | 19.890.848      | 20.490.293      |
| Massa N <sub>2</sub> (kg/tahun)        | 427.052.395     | -               |



### 4.3 Optimisasi Desain *Pressure Swing Adsorption* (PSA)

PSA merupakan komponen utama yang diperlukan untuk pengadaan teknologi *oxy-combustion* dan *carbon capture storage*. Komponen PSA berperan penting dalam memurnikan kandungan oksigen dalam udara yang diperlukan dalam proses pembakaran sehingga terjadi pembakaran sempurna dalam *boiler*. Juga komponen PSA berperan dalam menangkap CO<sub>2</sub> dalam gas buang sehingga tidak mencemari lingkungan. Pemasangan komponen PSA tidak boleh dilakukan secara sembarangan, melainkan harus diketahui terlebih dahulu spesifikasi PSA yang tepat digunakan pada *power plant*, sehingga perlu dilakukan optimisasi. Telah dilakukan optimisasi desain PSA dengan menggunakan algoritma stokastik yakni *genetic algorithm* (GA) dan *particle swarm optimization* (PSO), akan tetapi pada penelitian ini hasil optimisasi PSO hanya ditunjukkan pada bagian lampiran dari laporan. Optimisasi yang dilakukan dibantu menggunakan *software Matlab*, dengan variabel yang dioptimisasi meliputi panjang kolom PSA, diameter kolom PSA, waktu adsorpsi, dan tekanan adsorpsi dalam hubungannya untuk meminimumkan biaya yang dibutuhkan. Spesifikasi desain PSA hasil optimisasi dengan menggunakan algoritma GA dapat dilihat pada tabel 4.3.

**Tabel 4.3** Hasil optimisasi desain PSA

| PSA   | Parameter                  | GA        |
|-------|----------------------------|-----------|
| PSA 1 | <i>Cost (USD)</i>          | 6.606.116 |
|       | <i>Adsorption time (s)</i> | 31,21     |
|       | <i>Length (m)</i>          | 1,535     |
|       | <i>Pressure (atm)</i>      | 0,981     |
|       | <i>Diameter (m)</i>        | 0,831     |
| PSA 2 | <i>Cost (USD)</i>          | 2.974.051 |
|       | <i>Adsorption time (s)</i> | 53        |
|       | <i>Length (m)</i>          | 1,954     |
|       | <i>Pressure (atm)</i>      | 1,009     |
|       | <i>Diameter (m)</i>        | 0,867     |

Dimana PSA 1 adalah yang digunakan untuk *air separation* pada proses *oxy-combustion* dan PSA 2 adalah yang digunakan untuk menangkap gas buang CO<sub>2</sub> pada proses *carbon capture storage*. Berdasarkan hasil desain tersebut diperoleh harga total pembelian komponen PSA berdasarkan hasil optimisasi dengan menggunakan GA yakni sebesar 9.580.167 USD. Selain itu optimisasi juga dilakukan menggunakan algoritma PSO dengan harga yang didapatkan adalah lebih kecil yakni sebesar 6.359.787 USD. Akan tetapi hasil penelitian ini berfokus dengan optimisasi menggunakan GA. Adapun besarnya harga komponen PSA dipengaruhi oleh spesifikasi desain PSA hasil optimisasi.

#### **4.4. Perhitungan CAPEX dan OPEX**

Berdasarkan hasil optimisasi yang dilakukan telah diperoleh harga komponen PSA yang selanjutnya akan digunakan sebagai acuan dalam menentukan CAPEX. Selain itu hasil optimisasi juga menghasilkan besarnya pemakaian listrik yang diperlukan seperti yang ditunjukkan dalam bagian lampiran, yang mana menjadi acuan untuk menyusun OPEX. Hasil analisis perhitungan CAPEX berdasarkan *genetic algorithm* (GA) untuk pengadaan komponen yang diperlukan adalah berdasarkan tabel 4.5. Dengan demikian besarnya nilai CAPEX yang didapatkan adalah 20.208.164 USD. Harga tersebut adalah harga yang dibutuhkan untuk pengadaan komponen PSA dan komponen pendukung lainnya. Kemudian hasil analisis perhitungan OPEX adalah berdasarkan tabel 4.6. Berdasarkan tabel tersebut didapatkan harga OPEX adalah sebesar 5.002.991 USD. Dimana nilai tersebut adalah biaya operasional untuk pemakaian komponen yang meliputi perawatan, pemeliharaan, perbaikan dan biaya konsumsi energi listrik yang harus dibayarkan setiap tahunnya. Besarnya harga CAPEX dihitung berdasarkan pembelian komponen PSA yang diperlukan, serta terdiri dari biaya pekerja, pembelian lahan, dan lain sebagainya. Kemudian besarnya harga OPEX terutama dipengaruhi oleh pemakaian energi listrik yang diperlukan, ditambah dengan biaya perawatan maupun perbaikan dan lain sebagainya.

**Tabel 4.4** Hasil perhitungan CAPEX dalam USD

|  |                   |
|--|-------------------|
| <b><i>Direct Cost</i></b>                |                   |
| <i>Purchased Equipment</i>               | 9.580.167         |
| <i>Installation</i>                      |                   |
| <i>Instrumentation and control</i>       |                   |
| <i>Building and Service</i>              | 958.017           |
| <i>Yard Improvement</i>                  | 958.017           |
| <i>Land</i>                              | 479.008           |
| <i>Total Direct Cost</i>                 | 11.975.208        |
| <b><i>Indirect Cost</i></b>              |                   |
| <i>Engineering</i>                       | 1.197.521         |
| <i>Construction Expense</i>              | 1.197.521         |
| <i>Contractor Fee</i>                    | 598.760           |
| <i>Total Indirect Cost</i>               | 2.993.802         |
| <i>Fixed Capital Investment</i>          | 14.969.010        |
| <i>Working Investment</i>                | 3.742.253         |
| <i>Start-Up Cost</i>                     | 1.496.901         |
| <b><i>Total Capital Cost (CAPEX)</i></b> | <b>20.208.164</b> |

Berdasarkan hasil perhitungan yang didapatkan pada tabel 4.4 dapat diketahui bahwa biaya CAPEX yang dikeluarkan dapat dibagi menjadi 2 yakni *direct cost* dan *indirect cost*. *Direct cost* merupakan biaya yang diperlukan untuk membeli material, komponen atau peralatan yang diperlukan. Sementara *indirect cost* merupakan biaya yang dibayarkan secara tidak langsung yakni untuk menggaji tenaga kerja yang diperlukan yang mana terdiri dari *engineering*, *construction*, dan lainnya. Penjumlahan dari *direct cost* dan *indirect cost* akan menghasilkan *fixed capital investment*. Selanjutnya *fixed capital investment* yang diperoleh dijumlah dengan *working investment* dan *start-up cost* sehingga didapatkan biaya CAPEX keseluruhan.

**Tabel 4.5** Hasil Perhitungan OPEX dalam USD

|   |                  |
|---|------------------|
| <i>Energy for Electric</i>                    | 3.203.387        |
| <i>Other Cost</i>                             | 299.380          |
| <i>Insurance</i>                              | 202.082          |
| <b><i>Direct Cost</i></b>                     |                  |
| <i>Raw Material</i>                           | 139.062          |
| <i>Maintenance</i>                            | 598.760          |
| <i>Operating Labour</i>                       | 50.000           |
| <i>Supervision and Support Labour</i>         | 15.000           |
| <i>Laboratory Charges</i>                     | 5.000            |
| <i>Operating Supplies</i>                     | 89.814           |
| <i>Plant Overhead Cost</i>                    | 398.256          |
| <i>Total Direct Cost</i>                      | 1.295.892        |
| <b><i>General Expense</i></b>                 |                  |
| <i>Administrative Cost</i>                    | 2.250            |
| <b><i>Total Manufacturing Cost (OPEX)</i></b> | <b>5.002.991</b> |

Berdasarkan hasil yang didapatkan pada tabel 4.5 dapat dilihat bahwa biaya OPEX yang terutama terdiri dari biaya perkiraan pemakaian listrik pada teknologi yang akan diterapkan, asuransi *direct cost*, dan biaya administrasi. Adapun *direct cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk menunjang performa kinerja teknologi *oxy-combustion* dan CCS yang diterapkan. *Direct cost* terdiri dari biaya material adsorben, biaya perawatan (*maintenance*), biaya pekerja, dan lain sebagainya.

#### **4.5 Analisis NPV dan IRR**

Analisis NPV dan IRR merupakan analisis yang berfokus pada keuntungan yang akan diperoleh dalam jangka waktu beberapa tahun ke depan apabila proyek penerapan teknologi CCS dan *oxyfuel* berjalan dengan baik. Dengan dilakukannya analisis NPV dan IRR dapat diketahui apakah teknologi tersebut layak untuk diterapkan selama kurun waktu beberapa tahun ke depannya.

Untuk dapat menghitung NPV dan IRR perlu dihitung terlebih dahulu keuntungan penjualan yang akan didapatkan dan hasil penghematan bahan bakar setiap tahunnya berdasarkan tabel 4.6.

**Tabel 4.6** Keuntungan yang dihasilkan setiap tahun

| Kriteria                  | Dalam kg    | Dalam USD  |
|---------------------------|-------------|------------|
| Penghematan batu bara     | 1.448.023   | 101.578    |
| Penjualan CO <sub>2</sub> | 154.512.924 | 4.635.388  |
| Penjualan N <sub>2</sub>  | 427.052.395 | 12.811.572 |

Adapun pada analisis perhitungan dalam tabel 4.9 digunakan perkiraan harga bahan bakar batu bara sebesar 70 USD/ton [42]. Harga perkiraan penjualan CO<sub>2</sub> adalah sebesar 30 USD/ton [43]. Sementara harga perkiraan penjualan N<sub>2</sub> adalah sebesar 30 USD/ton [44]. Dalam perhitungan NPV dan IRR, lamanya jangka waktu proyek adalah 10 tahun. Dengan menggunakan nilai *interest* sebesar 4% maka didapatkan hasil perhitungan NPV dan IRR yang mengacu berdasarkan kedua spesifikasi PSA hasil optimisasi menggunakan GA. Tabel 4.7 menjelaskan hasil perhitungan NPV dan IRR berdasarkan optimisasi GA. Perhitungan NPV dilakukan berdasarkan keuntungan yang akan didapatkan dari hasil penjualan nitrogen dan karbon dioksida dikurangi dengan biaya operasional dalam kurun waktu setiap tahunnya. Pada tahun pertama diperoleh nilai NPV yang negatif yang menandakan penerapan teknologi pada waktu tersebut masih mengalami kerugian. Kemudian lambata laun nilai NPV semakin meningkat hingga diperoleh keuntungan NPV maksimum adalah sebesar 57.211.550 USD dan IRR sebesar 48% pada kurun waktu proyek sepuluh tahun. Dengan menggunakan desain PSA yang optimal akan menghemat pembelian komponen serta mengoptimalkan keuntungan yang akan diperoleh dalam jangka waktu proyek yang ditentukan. Adapun berdasarkan hasil analisis penggunaan teknologi *oxyfuel* dan CCS memberikan nilai NPV dan IRR yang cukup besar sehingga teknologi tersebut layak untuk diterapkan di masa mendatang. Selanjutnya untuk lebih memudahkan dalam

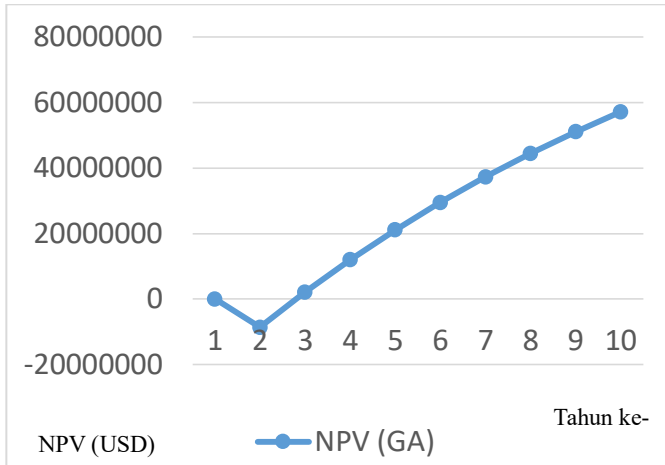
membandingkan hasil perhitungan NPV dan IRR maka dibuat plot grafik pada gambar 4.2 dan gambar 4.3.

**Tabel 4.7** NPV dan IRR berdasarkan GA

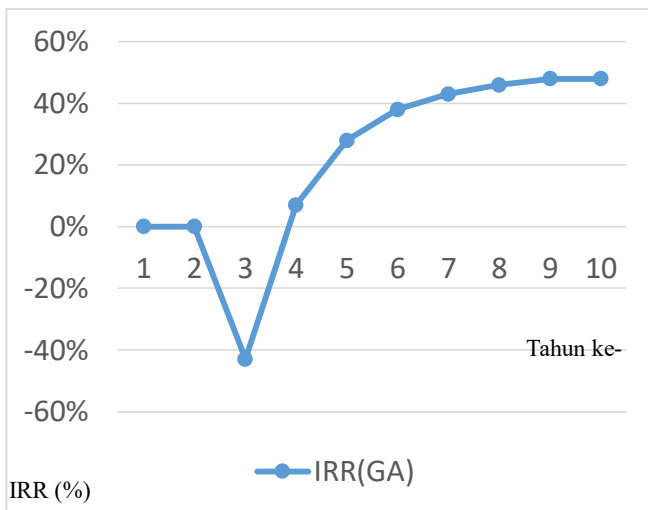
| Tahun ke- | NPV         | IRR  |
|-----------|-------------|------|
| 1         | -           | -    |
| 2         | - 8.609.101 | -    |
| 3         | 2.097.726   | -43% |
| 4         | 11.980.952  | 7%   |
| 5         | 21.103.929  | 28%  |
| 6         | 29.525.138  | 38%  |
| 7         | 37.298.563  | 43%  |
| 8         | 44.474.031  | 46%  |
| 9         | 51.097.541  | 48%  |
| 10        | 57.211.550  | 48%  |

Berdasarkan hasil perhitungan NPV dan IRR pada tabel 4.7 terlihat bahwa nilainya cenderung mengalami kenaikan hingga pada tahun ke-10. Dapat dilihat pada tahun pertama keuntungan yang masuk masih belum ada sehingga NPV maupun IRR masih belum terlihat nilainya. Kemudian pada tahun kedua NPV sudah mulai menunjukkan nilainya dan bernilai negatif, hal tersebut dikarenakan modal awal yang dikeluarkan masih jauh lebih besar ketimbang pemasukan yang didapatkan pada saat tahun kedua. Selanjutnya dengan keuntungan bersih yang didapatkan pada tahun-tahun berikutnya, maka nilai NPV akan terus meningkat hingga pada tahun ke- 10. Adapun IRR pada tahun kedua masih belum terlihat nilainya, oleh karena untuk menghitung IRR digunakan nilai NPV pada tahun kedua sebagai "*present value*" sehingga pada tahun kedua masih belum bisa meramalkan IRR yang akan didapatkan oleh karena belum adanya variabel keuntungan di tahun berikutnya. Selanjutnya IRR mulai terlihat di tahun ke-3 dan terus meningkat hingga pada tahun ke-10. Untuk

mengamati pergerakan kenaikan NPV dan IRR dapat dilihat pada gambar 4.2 dan gambar 4.3



**Gambar 4.2** Grafik nilai NPV



**Gambar 4.3** Grafik nilai IRR

Adapun pada laporan penelitian ini juga telah dilakukan analisis teknoekonomi berdasarkan algoritma optimisasi *particle swarm optimization* (PSO) dengan tujuan sebagai perbandingan. Hasil analisis berdasarkan algoritma PSO dapat dilihat pada bagian lampiran C dari laporan penelitian ini.



*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **B AB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan hasil analisis yang diperoleh didapatkan kesimpulan sebagai berikut.

1. Berdasarkan analisis perhitungan dengan membandingkan pembangkit superkritikal dan subkritikal, bahwa penggunaan pembangkit superkritikal memberikan efisiensi yang lebih baik dibandingkan subkritikal yakni sebesar 22,3% terhadap 21,57%. Juga bahan bakar batu bara yang dihemat adalah sebesar 1.670.076 kg/tahun
2. Hasil optimisasi memberikan bahwa dengan berdasarkan algoritma PSO didapatkan besar CAPEX yang minimum sebesar 20.208.164 USD dan OPEX minimum sebesar 5.002.991 USD.
3. Penerapan teknologi *oxy-combustion* dan *carbon capture storage* adalah layak diterapkan pada rancangan pembangkit superkritikal dengan NPV maksimum dan IRR maksimum dalam kurun waktu 10 tahun berturut-turut sebesar 57.211.550 USD dan 48%

#### **5.2 Saran**

Untuk menunjang perkembangan penelitian mengenai pembangkit superkritikal diharapkan dilakukan penelitian lebih lanjut yang mencakup hal-hal sebagai berikut.

1. Dilakukan analisis perhitungan menggunakan *loss factor* dalam menghitung efisiensi pembangkit.
2. Perlu dilakukan analisis lebih lanjut mengenai pemanfaatan CO<sub>2</sub> dan N<sub>2</sub>

***“Halaman ini sengaja dikosongkan”***

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia, "Kepmen RI Nomor 5899/ K/ 20/MEM/2016," in *Pengesahan Rencana Usaha Penyediaan tenaga Listrik PT Perusahaan Listrik Negara (PERSERO) Tahun 2016 s.d 2025*, Jakarta, Dept. Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia, 2016, pp. 1-524.
- [2] S. K. Patel and D. A. C. Tiwari, "Performance Analysis of Supercritical Boiler," *International Journal of Mechanical Engineering and Technology*, vol. III, no. 2, pp. 422-430, 2012.
- [3] A. K. Rai, D. M. Pandey and D. P. Baredar, "Super Critical Thermal Power Plant Boiler Efficiency Calculation Using Imported Coal," *International Journal for Research in Applied Science and Engineering Technology*, vol. V, no. 9, pp. 709-717, 2017.
- [4] Redaksi Liputan 6, "Liputan6," PT. Mahkota Teknologi tbk, 4 January 2019. [Online]. Available: <https://www.liputan6.com/bisnis/read/3863399/konsumsi-batu-bara-ri-tembus-115-juta-ton-sepanjang-2018>. [Accessed 1 25 2019].
- [5] T. Wall, R. Stranger and S. Santos, "Demonstration of Coal Fired Oxyfuel Technology for Carbon Capture and Storage and Issues with Commercial Deployment," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. V, no. 1, pp. 5-15, 2011.
- [6] Global CCS Institute, "Carbon Capture and Storage (CCS) Technology Overview," Global CCS Institute, 22 December 2017. [Online]. Available: <https://hub.globalccsinstitute.com/publications/brazilian-atlas-co2-capture-and-geological-storage/carbon-capture-and-storage-ccs-technology-overview>. [Accessed 26 January 2019].

- [7] Carbon Capture and Storage Association, "CCSa," Carbon Capture and Storage Association, 12 01 2019. [Online]. Available: <http://www.ccsassociation.org/what-is-ccs/>. [Accessed 26 01 2019].
- [8] M. Kanniche, R. Gros-Bonnivard, P. Jaud, J. Valle-Marcos, J.-M. Amann and C. Bouallou, "Pre-combustion, Post-combustion and Oxy-combustion in thermal power plant for CO<sub>2</sub> capture," *Applied Thermal Engineering*, vol. 30, no. 1, pp. 53-62, 2009.
- [9] D. Hazel and N. Gobi, "Air Separation: Materials, Methods, Principles and Applications - An Overview," *Chemical Science Review and Letters*, vol. VI, no. 22, pp. 864-873, 2017.
- [10] O. R. I. Mohamed, "Study of Energy Efficient Supercritical Coal-Fired Power Plant Dynamic Responses and Control Strategies," University of Birmingham, Birmingham, 2012.
- [11] P. J. Pieters, "Evaluation of Sub- and Supercritical Rankine Cycle Optimisation Criteria," Potchefstroom Campus of the North-West University, Potchefstroom, 2017.
- [12] S. M. Hitchen and J. R. Dean, "Properties of Supercritical Fluid," in *Applications of Supercritical Fluids in Industrial Analysis*, Dordrecht, Springer Science, 1993, pp. 1-11.
- [13] R. Parhi and P. Suresh, "Supercritical Fluid Technology: A Review," *Advanced Pharmaceutical Science and Technology*, vol. I, no. 1, pp. 13-36, 2016.
- [14] D. T. Banuti, M. Raju, P. C. Ma and M. Ihme, "Seven Questions About Supercritical Fluids Towards A New Fluid State Diagram," *AIAA SciTech Forum*, pp. 1-15, 2017.
- [15] U.S Energy Information Administration, "EIA government," U.S Energy Information and Administration, 16 August 2011. [Online]. Available: <https://www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=2670>. [Accessed 26 01 2019].

- [16] "Chemed Edu," [Online]. Available: <http://chemed.chem.purdue.edu/genchem/topicreview/bp/1organic/coal.html>. [Accessed 25 11 2018].
- [17] Argonne National Laboratory, "The Greenhouse Gases, Regulated Emissions, and Energy Use In Transportation Model," in *GREET*, Argonne, U.S. Government, 210.
- [18] Kementerian ESDM Indonesia, "Indonesia-Investments," Indonesia Invesments Company, 2018 April 2018. [Online]. Available: <https://www.indonesia-investments.com/id/bisnis/komoditas/batu-bara/item236?>. [Accessed 27 January 2019].
- [19] H. Ahmad, Kimia Dasar, Jakarta: Universitas Terbuka, 1985.
- [20] S. Holloway, A. Karimjee, M. Akai, R. Pipatti and K. Rypdal, "Carbon Dioxide Transport, Injection, and Geological Storage," *IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories*, vol. II, no. 5, pp. 1-32, 2006.
- [21] M. Kanniche, R. Gros-Bonnivard, P. Jaud, J. V. Marcos and J. M. Amann, "Pre-combustion, Post-combustion and Oxy-combustion in Thermal Power Plant for CO<sub>2</sub> Capture," *Applied Thermal Engineering*, vol. 30, no. 1, pp. 53-62, 2010.
- [22] R. Soundararajana, R. Anantharaman and T. Gundersen, "Design of Steam Cycles for Oxy-Combustion Coal based Power Plants with emphasis on Heat Integration," vol. 1, no. 51, 2014.
- [23] D. (. b. Dillon, V. p. p. White, R. (. p. p. Allam, R. P. Wall and J. (. C. L. Gibbins, "Oxy-combustion Processes for CO<sub>2</sub> Capture From Power plant," Mitsui Babcock, 2005.
- [24] University Of York, "The essential Chemical Industry-Online," University Of York, 12 October 2016. [Online]. Available: <http://www.essentialchemicalindustry.org/chemicals/oxygen.html>. [Accessed 26 January 2019].

- [25] C. W. Skarstorm, "Method and apparatus for fractionating gas mixtures by adsorption". United States Patent U.S. patent 2, 944, 627,, 1960.
- [26] A. Ertan, "CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, and Ar Adsorption on Zeolites," Chemical Engineering Department, Izmir Institute of Technology, Izmir, 2004.
- [27] N. Shigaki, Y. Mogi, T. Haraoka and I. Sumi, "Reduction of Electric Power Consumption in CO<sub>2</sub>-PSA with Zeolite 13X Adsorbent," *Energies* 2018, vol. XI, no. 4, pp. 1-21, 2018.
- [28] A. I. Sarker, "Equilibrium and Mass Transfer Behaviour of CO<sub>2</sub> Adsorption," University of Regina, Regina, Saskatchewan, 2012.
- [29] J. McCall, "Genetic Algorithms for Modelling and Optimisation," vol. 184, 2004.
- [30] S. Singh, "A Review on Particle Swarm Optimization Algorithm," vol. 5, no. 4, 2014.
- [31] J. McCulloch, "Mnemosyne Studio," 2009. [Online]. Available: <http://mnemstudio.org/particle-swarm-introduction.htm>. [Accessed 14 03 2019].
- [32] A. Damodaran, "Implications for Profitability Measurement and Valuation," Stern School of Business, New York, 2013.
- [33] A. ARSHAD, "Net Present Value is better than Internal Rate of Return," *Interdisciplinary Journal of Contemporary Research in Business*, vol. 4, no. 8, pp. 1-9, 2012.
- [34] Electropaedia, "Battery and Energy Technologies," Woodbank Communications Ltd, 03 February 2005. [Online]. Available: [https://www.mpoweruk.com/steam\\_turbines.htm](https://www.mpoweruk.com/steam_turbines.htm). [Accessed 01 05 2019].
- [35] Babcock & Wilcox Company, "About Us: Babcock and Wilcox," 21 March 2004. [Online]. Available: <https://www.babcock.com/en/products/supercritical-boiler/swup-boiler>. [Accessed 18 05 2019].

- [36] T. A. Davidson, "A Simple and Accurate Method for Calculating Viscosity of Gaseous Mixtures," Bureau of Mines, Washington, 1993.
- [37] G. D. Pirngruber and D. Leinekugel-le-Cocq, "Design of a Pressure Swing Adsorption Process for Postcombustion CO<sub>2</sub> Capture," *Industrial Engineering and Chemistry Research*, no. 52, pp. 5985-5996, 2013.
- [38] N. Susarla, R. Haghpanah, I. Karimi, S. Farooq, A. Rajendran, L. S. C. Tan and J. S. T. Lim, "Energy and cost estimates for capturing CO<sub>2</sub> from dry flue gas using pressure/vacuum swing adsorption," *Chemical Engineering Research and Design*, no. 102, pp. 354-367, 2015.
- [39] P. Seferlis and A. I. Papadopoulos, *Process System and Materials for CO<sub>2</sub> Capture*, Greece: John Wiley & Sons, 2017.
- [40] Dictio Corporation, "Dictio," Dictio company, 17 January 2017. [Online]. Available: <https://www.dictio.id/t/apakah-yang-dimaksud-dengan-net-present-value-npv/3434>. [Accessed 4 March 2019].
- [41] Columbia Business School, "Pre MBA Finance," Pre MBA Finance company, 2003. [Online]. Available: [http://ci.columbia.edu/ci/premba\\_test/c0332/s5/s5\\_5.html](http://ci.columbia.edu/ci/premba_test/c0332/s5/s5_5.html). [Accessed 4 March 2019].
- [42] A. T. Billy, "Tribun Bisnis," 9 March 2018. [Online]. Available: <http://www.tribunnews.com/bisnis/2018/03/09/kementerian-esdm-tetapkan-harga-batu-bara-untuk-pltu-70-dolar-as-per-ton>. [Accessed 2019 January 17].
- [43] P. Luckow, E. A. Stanton, S. Fields, B. Biewald, S. Jackson, J. Fisher and R. Wilson, "2015 Carbon Dioxide Price," Synapse, Cambridge, 2015.
- [44] C. Styles, "Purity," 21 August 2017. [Online]. Available: <https://puritygas.ca/nitrogen-gas-costs/>. [Accessed 2019 January 17].



*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



**LAMPIRAN A**  
**Hasil Analisis NPV dan IRR**

**Tabel A.1** Hasil Analisis NPV dan IRR (*Genetic Algorithm*)

|    | P          |              | NPV         | IRR   |
|----|------------|--------------|-------------|-------|
| 1  | -          | - 20.208.164 | -           |       |
| 2  | 12.545.547 | 11.599.063   | - 8.609.101 | #NUM! |
| 3  | 12.043.725 | 10.706.827   | 2.097.726   | -43%  |
| 4  | 11.561.976 | 9.883.225    | 11.980.952  | 7%    |
| 5  | 11.099.497 | 9.122.977    | 21.103.929  | 28%   |
| 6  | 10.655.517 | 8.421.210    | 29.525.138  | 38%   |
| 7  | 10.229.296 | 7.773.424    | 37.298.563  | 43%   |
| 8  | 9.820.124  | 7.175.469    | 44.474.031  | 46%   |
| 9  | 9.427.319  | 6.623.510    | 51.097.541  | 48%   |
| 10 | 9.050.227  | 6.114.009    | 57.211.550  | 48%   |
| 11 | 8.688.217  | 5.643.700    | 62.855.250  | 49%   |
| 12 | 8.340.689  | 5.209.570    | 68.064.820  | 49%   |
| 13 | 8.007.061  | 4.808.833    | 72.873.653  | 49%   |
| 14 | 7.686.779  | 4.438.923    | 77.312.576  | 50%   |
| 15 | 7.379.308  | 4.097.468    | 81.410.044  | 50%   |
| 16 | 7.084.135  | 3.782.278    | 85.192.322  | 50%   |
| 17 | 6.800.770  | 3.491.333    | 88.683.655  | 50%   |
| 18 | 6.528.739  | 3.222.769    | 91.906.424  | 50%   |
| 19 | 6.267.590  | 2.974.864    | 94.881.288  | 50%   |
| 20 | 6.016.886  | 2.746.028    | 97.627.316  | 50%   |
| 21 | 5.776.211  | 2.534.795    | 100.162.112 | 50%   |
| 22 | 5.545.162  | 2.339.811    | 102.501.923 | 50%   |
| 23 | 5.323.356  | 2.159.826    | 104.661.748 | 50%   |
| 24 | 5.110.421  | 1.993.685    | 106.655.433 | 50%   |
| 25 | 4.906.005  | 1.840.325    | 108.495.758 | 50%   |

**Tabel A.2** Hasil Analisis NPV dan IRR (*Particle Swarm Optimization*)

|    | P          |             | NPV            | IRR   |
|----|------------|-------------|----------------|-------|
| 1  | -          | -13.415.175 | -              |       |
| 2  | 11.923.009 | 11.023.492  | -<br>2.391.683 | #NUM! |
| 3  | 11.446.089 | 10.175.531  | 7.783.848      | -18%  |
| 4  | 10.988.245 | 9.392.798   | 17.176.646     | 37%   |
| 5  | 10.548.715 | 8.670.275   | 25.846.921     | 58%   |
| 6  | 10.126.767 | 8.003.331   | 33.850.252     | 67%   |
| 7  | 9.721.696  | 7.387.690   | 41.237.942     | 71%   |
| 8  | 9.332.828  | 6.819.406   | 48.057.349     | 73%   |
| 9  | 8.959.515  | 6.294.836   | 54.352.185     | 73%   |
| 10 | 8.601.134  | 5.810.618   | 60.162.803     | 74%   |
| 11 | 8.257.089  | 5.363.648   | 65.526.451     | 74%   |
| 12 | 7.926.806  | 4.951.059   | 70.477.510     | 74%   |
| 13 | 7.609.733  | 4.570.209   | 75.047.719     | 74%   |
| 14 | 7.305.344  | 4.218.654   | 79.266.373     | 74%   |
| 15 | 7.013.130  | 3.894.142   | 83.160.515     | 74%   |
| 16 | 6.732.605  | 3.594.593   | 86.755.108     | 74%   |
| 17 | 6.463.301  | 3.318.086   | 90.073.194     | 74%   |
| 18 | 6.204.769  | 3.062.848   | 93.136.042     | 74%   |
| 19 | 5.956.578  | 2.827.245   | 95.963.287     | 74%   |
| 20 | 5.718.315  | 2.609.764   | 98.573.051     | 74%   |
| 21 | 5.489.582  | 2.409.013   | 100.982.064    | 74%   |
| 22 | 5.269.999  | 2.223.704   | 103.205.769    | 74%   |
| 23 | 5.059.199  | 2.052.650   | 105.258.419    | 74%   |
| 24 | 4.856.831  | 1.894.754   | 107.153.173    | 74%   |
| 25 | 4.662.558  | 1.749.004   | 108.902.177    | 74%   |

**LAMPIRAN B**  
**Spesifikasi *Pressure Swing Adsorption***

**Tabel B.1** Parameter Desain *Pressure Swing Adsorption*

|                                     | PSO          |              | GA           |              |
|-------------------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
|                                     | PSA 1        | PSA 2        | PSA 1        | PSA 2        |
| <i>PSA Purchase Cost (USD)</i>      | 4.694.100,00 | 1.664.000,00 | 6.601.900,00 | 2.971.100,00 |
| <i>Adsorbent Cost (USD)</i>         | 3.529,50     | 1.686,60     | 4.215,50     | 2.951,20     |
| <i>Compressor Electricity</i>       | 233.740,00   | 710.890,00   | 234.660,00   | 524.140,00   |
| <i>Blower Cost (USD)</i>            | 2.034.900,00 | 822.230,00   | 1.869.600,00 | 803.360,00   |
| <i>Pump Cost (USD)</i>              | 7.382.200,00 | 1.856.200,00 | 4.275.200,00 | 1.903.200,00 |
| <i>Surface Area (m<sup>2</sup>)</i> | 19,93        | 9,25         | 30,02        | 12,71        |
| <i>Pressure (atm)</i>               | 1,30         | 1,00         | 0,98         | 1,01         |
| <i>Adsorption Time (s)</i>          | 30,00        | 30,00        | 31,21        | 52,94        |
| <i>Length (m)</i>                   | 1,64         | 1,55         | 1,54         | 1,95         |
| <i>Diameter (m)</i>                 | 0,80         | 1,00         | 0,83         | 0,87         |
| <i>Compressor Power (watt)</i>      | 85.561,00    | 260.230,00   | 85.899,00    | 191.870,00   |
| <i>Blower Power (watt)</i>          | 744.910,00   | 300.980,00   | 684.400,00   | 294.080,00   |
| <i>Pump Power (Watt)</i>            | 2.702.300,00 | 679.470,00   | 1.565.000,00 | 696.670,00   |
| <i>Adsorbent Mass (kg)</i>          | 1.960,80     | 937,02       | 2.341,90     | 1.639,50     |

---

***“Halaman ini sengaja dikosongkan”***

**LAMPIRAN C**  
**Hasil Analisis Berdasarkan Algoritma PSO**

**Tabel C.1** Hasil Optimisasi Desain PSA

| PSA   | Parameter           | PSO       |
|-------|---------------------|-----------|
| PSA 1 | Cost (USD)          | 4.697.630 |
|       | Adsorption time (s) | 30        |
|       | Length (m)          | 1,643     |
|       | Pressure (atm)      | 1,302     |
|       | Diameter (m)        | 0,803     |
| PSA 2 | Cost (USD)          | 1.665.687 |
|       | Adsorption time (s) | 30        |
|       | Length (m)          | 1,547     |
|       | Pressure (atm)      | 0,997     |
|       | Diameter (m)        | 1         |

**Tabel C.2** Hasil Perhitungan CAPEX dalam USD (PSO)

|                             |            |
|-----------------------------|------------|
| <b>Direct Cost</b>          |            |
| Purchased Equipment         | 6.359.787  |
| Installation                |            |
| Instrumentation and control |            |
| Building and Service        | 635.979    |
| Yard Improvement            | 635.979    |
| Land                        | 317.989    |
| Total Direct Cost           | 7.949.733  |
| <b>Indirect Cost</b>        |            |
| Engineering                 | 794.973    |
| Construction Expense        | 794.973    |
| Contractor Fee              | 397.487    |
| Total Indirect Cost         | 1.987.433  |
| Fixed Capital Investment    | 9.937.167  |
| Working Investment          | 2.484.292  |
| Start-Up Cost               | 993.717    |
| Total Capital Cost (CAPEX)  | 13.415.175 |

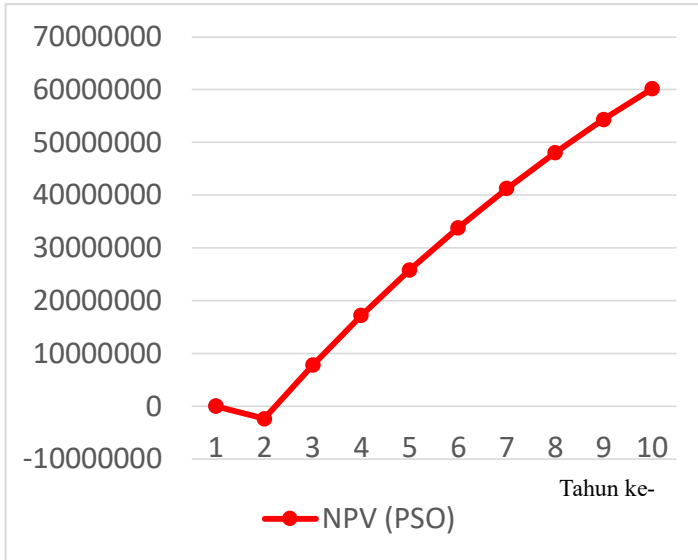


**Tabel C.3** Hasil Perhitungan OPEX dalam USD (PSO)

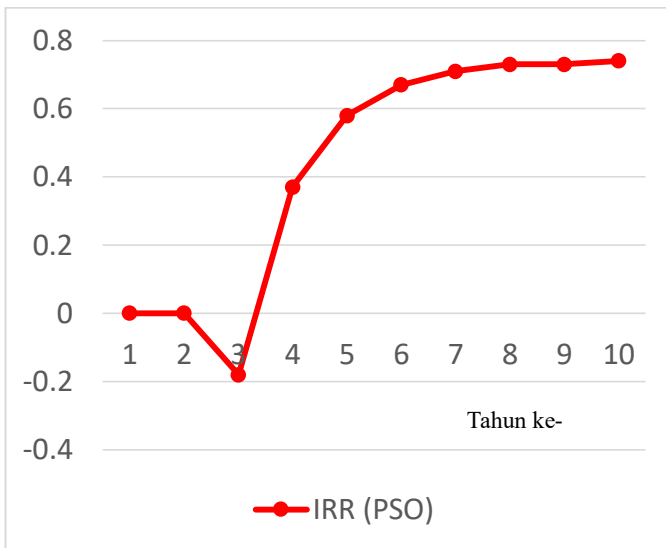
|  |                  |
|--|------------------|
| Energy for Electric                    | 4.346.720        |
| Local Tax                              | 198.743          |
| Insurance                              | 134.152          |
| <b>Direct Cost</b>                     |                  |
| Raw Material                           | 139.062          |
| Maintenance                            | 397.487          |
| Operating Labour                       | 50.000           |
| Supervision and Support Labour         | 15.000           |
| Laboratory Charges                     | 5.000            |
| Operating Supplies                     | 59.623           |
| Plant Overhead Cost                    | 277.492          |
| <b>TOTAL DIRECT COST</b>               | <b>943.663</b>   |
| <b>General Expense</b>                 |                  |
| Administrative Cost                    | 2.250            |
| <b>TOTAL MANUFACTURING COST (OPEX)</b> | <b>5.625.528</b> |

**Tabel C.4** NPV dan IRR berdasarkan PSO

|    | NPV         | IRR  |
|----|-------------|------|
| 1  | -           | -    |
| 2  | - 2.391.683 | -    |
| 3  | 7.783.848   | -18% |
| 4  | 17.176.646  | 37%  |
| 5  | 25.846.921  | 58%  |
| 6  | 33.850.252  | 67%  |
| 7  | 41.237.942  | 71%  |
| 8  | 48.057.349  | 73%  |
| 9  | 54.352.185  | 73%  |
| 10 | 60.162.803  | 74%  |



**Gambar C.1** Grafik NPV dalam USD berdasarkan PSO



**Gambar C.2** Grafik IRR berdasarkan PSO

## BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Bandung pada tanggal 2 Mei 1997 dengan nama Christopher Roberto. Penulis merupakan anak pertama dari tiga bersaudara. Penulis menempuh pendidikan di SMPN 2 Cilegon, lulus tahun 2012 dan SMAN 1 Kota Serang, lulus tahun 2015. Pendidikan sarjana ditempuh di Departemen Teknik Fisika FTI ITS melalui jalur SMNPTN 2015. Selama aktif menjadi mahasiswa, pada tahun pertama penulis bergabung dalam organisasi UKM Catur ITS dari tahun 2015 hingga 2017, dan menjabat sebagai Ketua bagian Pengembangan Sumbaer Daya Atlit (PSDA) pada periode kepengurusan 2016-2017. Dari semenjak tahun 2015 hingga 2019, penulis aktif mengajar les privat di beberapa lembaga bimbingan di daerah Surabaya seperti LBB Creative, LBB Expert, dan LBB Sigma. Penulis juga merupakan penerima beasiswa unggulan Karya Salemba Empat dari tahun 2016 sampai 2019. Selama aktif menjadi penerima beasiswa penulis mengikuti berbagai pelatihan kepemimpinan dan kewirausahaan. Penulis juga menjadi penerima beasiswa program pelatihan unggulan yaitu Beasiswa Indofood Sukses Makmur (BISMA) yang merupakan beasiswa pelatihan kepemimpinan Selama periode Februari 2018 sampai Juni 2018. Pada tahun keempat penulis melakukan tugas akhir yang dibimbing oleh Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D, Hendra Cordova S.T., M.T., Dr. Ing. Doty Dewi Risanti, ST., MT., dan Moh. Kamalul Wafi, S.T., M.T., D.I.C. Penulis mempunyai pengalaman *internship program* selama 1 bulan di PT. Indonesia Power UBP Suralaya pada Agustus 2017, serta mengikuti *internship* selama 1 bulan di PT Great Giant Foods, Terbanggi Besar, Lampung Tengah selama 1 bulan pada Juni 2018. Bagi yang ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai tugas akhir ini dapat menghubungi penulis melalui nomor telepon 087751278872 atau email [chrispanjaitan007@gmail.com](mailto:chrispanjaitan007@gmail.com).

---

