

**TUGAS AKHIR - TK234801**

**DESAIN PABRIK AMONIA BIRU BERKAPASITAS 850.000  
TON/TAHUN DENGAN INTEGRASI *CARBON CAPTURE  
UTILIZATION* (CCU) UNTUK PRODUKSI ASAM FORMIAT**

**VINCENTIUS DENNISTO ADI DARMAWAN**  
NRP 5008221015

**FAIZIL ADLI MUTTAQI**  
NRP 5008221070

Dosen Pembimbing

**Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.**  
NIP 197612292009121001

**Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.**  
NIDK 1952202231003

**Program Studi Teknik Kimia**

Departemen Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2026



**TUGAS AKHIR - TK234801**

**DESAIN PABRIK AMONIA BIRU BERKAPASITAS 850.000  
TON/TAHUN DENGAN INTEGRASI *CARBON CAPTURE  
UTILIZATION* (CCU) UNTUK PRODUKSI ASAM FORMIAT**

**VINCENTIUS DENNISTO ADI DARMAWAN**  
NRP 5008221015

**FAIZIL ADLI MUTTAQI**  
NRP 5008221070

**Dosen Pembimbing**

**Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.**  
NIP 197612292009121001

**Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.**  
NIDK 1952202231003

**Program Studi Teknik Kimia**

Departemen Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2026



**FINAL PROJECT - TK234801**

**DESIGN OF BLUE AMMONIA FACTORY WITH CAPACITY  
850.000 TON/YEAR WITH INTEGRATION CARBON  
CAPTURE UTILIZATION (CCU) TECHNOLOGY TO  
PRODUCING FORMIC ACID**

**VINCENTIUS DENNISTO ADI DARMAWAN**  
NRP 5008221015

**FAIZIL ADLI MUTTAQI**  
NRP 5008221070

**Advisor**

**Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.**  
NIP 197612292009121001

**Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.**  
NIDK 1952202231003

**Undergraduate Study Program of Chemical Engineering**

Department of Chemical Engineering

Faculty of Industrial Technology and Systems Engineering

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2026

# LEMBAR PENGESAHAN

## LEMBAR PENGESAHAN

**DESAIN PABRIK AMONIA BIRU BERKAPASITAS 850.000 TON/TAHUN  
DENGAN INTEGRASI CARBON CAPTURE UTILIZATION (CCU) UNTUK  
PRODUKSI ASAM FORMIAT**

### TUGAS AKHIR

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat  
memperoleh gelar Sarjana Teknik pada  
Program Studi S-1 Teknik Kimia  
Departemen Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**Vincentius Dennisto Adi Darmawan**

NRP 5008221015

**Faizil Adli Muttaqi**

NRP 5008221070

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

- |                                          |               |
|------------------------------------------|---------------|
| 1. Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.   | Pembimbing    |
| 2. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.  | Ko-pembimbing |
| 3. Dr. Eng Irwan Fathur Rozy, ST., M.Eng | Penguji       |
| 4. Prof.Dr.Ir. Heru Setyawan, M.Eng.     | Penguji       |
| 5. Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D.        | Penguji       |



**SURABAYA**

**Januari, 2026**

# APPROVAL SHEET

## APPROVAL SHEET

### DESIGN OF BLUE AMMONIA FACTORY WITH CAPACITY 850.000 TON/YEAR WITH INTEGRATION CARBON CAPTURE UTILIZATION (CCU) TECHNOLOGY TO PRODUCING FORMIC ACID

#### FINAL PROJECT

Submitted to fulfil one of the requirements

For obtaining a Degree of Engineering (S.T.) at  
Undergraduate Study Program of Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering  
Faculty of Industrial Technology and System Engineering  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

By :

**Vincentius Dennisto Adi Darmawan**

NRP 5008221015

**Faizil Adli Muttaqi**

NRP 5008221070

Approved by Final Project Examiner Team :

- |                                          |            |
|------------------------------------------|------------|
| 1. Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.   | Advisor I  |
| 2. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.  | Advisor II |
| 3. Dr. Eng Irwan Fathur Rozy, ST., M.Eng | Examiner   |
| 4. Prof.Dr.Ir. Heru Setyawan, M.Eng.     | Examiner   |
| 5. Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D.        | Examiner   |



**SURABAYA**

**January, 2026**

## PERNYATAAN ORISINALITAS

### PERNYATAAN ORISINALITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

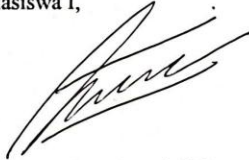
Nama mahasiswa / NRP : 1. Vincentius Dennisto Adi Darmawan/5008221015  
2. Faizil Adli Muttaqi/5008221070  
Program studi : Teknik Kimia  
Dosen Pembimbing / NIP : 1. Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.  
NIP. 197612292009121001  
2. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.  
NIDK. 1952202231003

dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul “Desain Pabrik Amonia Biru Berkapasitas 850.000 Ton/Tahun dengan Integrasi *Carbon Capture Utilization* (CCU) untuk Produksi Asam Formiat” adalah hasil karya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah.

Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, 26 Januari 2026

Mengetahui,  
Mahasiswa I,



**Vincentius Dennisto Adi Darmawan**  
NRP. 5008221015

Dosen Pembimbing I,



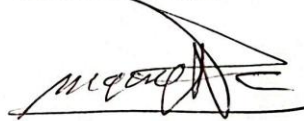
**Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng**  
NIP. 197612292009121001

Mahasiswa II,



**Faizil Adli Muttaqi**  
NRP. 5008221070

Dosen Pembimbing II,



**Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M. Eng.**  
NIDK. 1952202231003

## STATEMENT OF ORIGINALITY

### STATEMENT OF ORIGINALITY

The undersigned below:

Name of student / NRP : 1. Vincentius Dennisto Adi Darmawan /5008221015  
2. Faizil Adli Muttaqi /5008221070  
Department : Chemical Engineering  
Advisor / NIP : 1. Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.  
NIP. 197612292009121001  
2. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.  
NIDK. 1952202231003

hereby declare that the Final Project with the title of "Design Of Blue Ammonia Factory With Capacity 850.000 Ton/Year With Integration Carbon Capture Utilization (CCU) Technology To Producing Formic Acid" is the result of our own work, is original, and is written by following the rules of scientific writing.

If in the future there is a discrepancy with this statement, then we are willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, 26 January 2026

Acknowledged,  
Student I,



**Vincentius Dennisto Adi Darmawan**  
NRP. 5008221015

Advisor I,



**Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng**  
NIP. 197612292009121001

Student II,



**Faizil Adli Muttaqi**  
NRP. 5008221070

Advisor II,



**Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M. Eng.**  
NIDK. 1952202231003

**DESAIN PABRIK AMONIA BIRU BERKAPASITAS 850.000 TON/TAHUN  
DENGAN INTEGRASI *CARBON CAPTURE UTILIZATION* (CCU) UNTUK PRODUKSI  
ASAM FORMIAT**

**Nama Mahasiswa / NRP** : 1. Vincentius Dennisto Adi Darmawan/ 5008221015  
2. Faizil Adli Muttaqi/5008221070

**Departemen** : Teknik Kimia FTIRS - ITS

**Dosen Pembimbing** : 1. Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.  
NIP. 197612292009121001  
2. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.  
NIP. 195209161980031002

**ABSTRAK**

Merespons peningkatan permintaan amonia di Indonesia sekaligus urgensi transisi energi menuju *Net Zero Emission*, Tugas Akhir ini merancang pendirian pabrik *Blue Ammonia* berkapasitas 850.000 ton/tahun yang berlokasi di Teluk Bintuni, Papua Barat, sebuah lokasi strategis yang dipilih karena ketersediaan gas alam yang melimpah. Proses produksi utama menerapkan teknologi *Autothermal Reforming* (ATR) yang terintegrasi dengan unit *Carbon Capture Utilization* (CCU) berbasis pelarut MDEA untuk memisahkan emisi karbon secara efisien. Desain pabrik juga dirancang guna mereduksi emisi CO<sub>2</sub> dan diubah menjadi produk bernilai tambah guna mengurangi ketergantungan impor, meliputi produksi asam formiat berkapasitas 82.117 ton/tahun melalui hidrogenasi katalitik, *Liquid CO<sub>2</sub>* komersial sebanyak 60.000 ton/tahun, serta penyediaan 1,38 juta ton/tahun CO<sub>2</sub> untuk kebutuhan *Enhanced Oil Recovery* (EOR). Lingkup perancangan mencakup penyusunan neraca massa dan energi, diagram instrumentasi (P&ID), studi keselamatan proses (HAZOP), serta analisis kelayakan ekonomi dengan asumsi masa konstruksi 2 tahun dan umur operasi 20 tahun. Berdasarkan evaluasi finansial, pabrik ini dinyatakan layak untuk didirikan dengan indikator keuntungan yang solid, ditunjukkan oleh nilai *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 10,24%, *Net Present Value* (NPV) positif sebesar \$ 453,700,510.42 , dan waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*) selama 10 tahun.

**Kata kunci** : *Autothermal reforming*, *blue ammonia*, reduksi emisi CO<sub>2</sub>, asam formiat.

# **DESIGN OF BLUE AMMONIA FACTORY WITH CAPACITY 850.000 TON/YEAR WITH INTEGRATION CARBON CAPTURE UTILIZATION (CCU) TECHNOLOGY TO PRODUCING FORMIC ACID**

**Student Name / NRP** : 1. Vincentius Dennisto Adi Darmawan/ 5008221015  
2. Faizil Adli Muttaqi/5008221070

**Department** : Chemical Engineering FTIRS - ITS  
**Advisor** : 1. Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.  
NIP. 197612292009121001  
2. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.  
NIP. 195209161980031002

## **ABSTRACT**

In response to the increasing the demand for ammonia in Indonesia and the urgent energy transition toward Net Zero Emission, this Final Project designs a Blue Ammonia plant with a capacity of 850,000 tons/year located in Teluk Bintuni, West Papua. This strategic location was selected through Analytical Hierarchy Process (AHP) analysis due to its abundant natural gas availability. The primary production process employs Autothermal Reforming (ATR) technology integrated with a Carbon Capture Utilization (CCU) unit using MDEA solvent for efficient carbon emission separation. A key feature of this design is the conversion of CO<sub>2</sub> emissions into value-added products to reduce import dependency, specifically producing 82,117 tons/year of formic acid via catalytic hydrogenation, 60,000 tons/year of commercial Liquid CO<sub>2</sub>, and supplying 1.38 million tons/year of CO<sub>2</sub> for Enhanced Oil Recovery (EOR). The design scope encompasses mass and energy balances, Piping and Instrumentation Diagrams (P&ID), process safety studies (HAZOP), and economic feasibility analysis assuming a 2-year construction period and a 20-year operational lifespan. Based on the financial evaluation, this plant is declared highly feasible, demonstrating solid profitability indicators with an Internal Rate of Return (IRR) of 10,24%, a positive Net Present Value (NPV) of \$ 453,700,510.42, and a Pay Out Time (POT) of 10 years.

**Keywords:** autothermal reforming, blue ammonia, carbon capture utilization, formic acid, Teluk Bintuni.

## Kata Pengantar

Puji dan syukur kami panjatkan ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Desain Pabrik Kimia yang berjudul “Desain Pabrik Amonia Biru Berkapasitas 850.000 Ton/Tahun Dengan Integrasi *Carbon Capture Utilization* (CCU) untuk Produksi Asam Formiat” dengan baik dan tepat waktu. Penyusunan Tugas Desain Pabrik Kimia ini merupakan salah satu persyaratan akademik dalam rangka mengikuti Ujian Progres pada Program Studi Sarjana (S1) Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS. Selama proses pengerjaan, kami memperoleh banyak arahan, dukungan, serta bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng. dan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng. selaku dosen pembimbing yang telah memberikan bimbingan, masukan, serta saran yang sangat berharga.
2. Seluruh dosen dan tenaga kependidikan Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS Surabaya atas ilmu dan fasilitas yang diberikan.
3. Kedua orang tua kami yang senantiasa memberikan doa, semangat, serta dukungan moral maupun material.
5. Rekan-rekan di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran yang telah membantu serta memberikan berbagai masukan selama pengerjaan tugas ini.
6. Seluruh pihak lain yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu atas kontribusinya dalam penyelesaian Tugas Desain Pabrik Kimia ini.

Kami menyadari bahwa laporan ini masih memiliki keterbatasan dan memerlukan penyempurnaan. Oleh sebab itu, segala bentuk kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan. Kami juga memohon maaf apabila terdapat kekeliruan dalam penyusunan tugas ini. Semoga Tugas Desain Pabrik Kimia ini dapat memberikan manfaat bagi seluruh pihak yang berkepentingan serta pembaca pada umumnya.

Surabaya, 4 Januari 2026

Penulis

## DAFTAR ISI

|                                                                      |      |
|----------------------------------------------------------------------|------|
| LEMBAR PENGESAHAN .....                                              | i    |
| APPROVAL SHEET .....                                                 | ii   |
| PERNYATAAN ORISINALITAS .....                                        | iii  |
| STATEMENT OF ORIGINALITY .....                                       | iv   |
| Kata Pengantar .....                                                 | vii  |
| DAFTAR ISI.....                                                      | viii |
| DAFTAR GAMBAR .....                                                  | xi   |
| DAFTAR TABEL.....                                                    | xiii |
| BAB I PENDAHULUAN .....                                              | 1    |
| I.1 Latar Belakang.....                                              | 1    |
| I.2 Teknologi Produksi dan Seleksi Proses.....                       | 5    |
| I.2.1 Teknologi dan Seleksi Proses Pre-Treatment .....               | 5    |
| I.2.2 Teknologi dan Seleksi Proses Produksi Hidrogen.....            | 7    |
| I.2.3 Teknologi dan Seleksi Proses Penangkapan CO <sub>2</sub> ..... | 13   |
| I.2.4 Teknologi dan Seleksi Proses Refrigeran Amonia .....           | 15   |
| I.2.5 Teknologi dan Seleksi Proses Produksi Asam Formiat.....        | 19   |
| BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....                                         | 24   |
| II.1 Bahan Baku yang Digunakan .....                                 | 24   |
| II.2 Ketersediaan Bahan Baku .....                                   | 24   |
| II.3 Ketersediaan Produk .....                                       | 25   |
| II.3.1 Ketersediaan Produk Amonia.....                               | 25   |
| II.3.2 Ketersediaan Produk Samping Asam Format .....                 | 26   |
| II.4 Spesifikasi Bahan Baku.....                                     | 26   |
| II.5 Spesifikasi Produk.....                                         | 28   |
| II.5.1 Produk Ammonia .....                                          | 28   |
| II.5.2 Produk Samping .....                                          | 28   |
| II.6 Kapasitas Produksi .....                                        | 29   |
| II.7 Lokasi dan Ketersediaan Utilitas.....                           | 32   |
| II.7.1 Ketersediaan Bahan Baku .....                                 | 33   |
| II.7.2 Ketersediaan Lahan .....                                      | 34   |
| II.7.3 Lokasi Pemasaran.....                                         | 35   |
| II.7.4 Ketersediaan Energi dan Utilitas .....                        | 36   |
| II.7.5 Ketersediaan Tenaga Kerja .....                               | 37   |

|                                                                                 |     |
|---------------------------------------------------------------------------------|-----|
| II.7.6 Fasilitas Transportasi dan Aksesibilitas .....                           | 38  |
| II.7.7 Pemilihan Lokasi berdasarkan AHP .....                                   | 39  |
| BAB III URAIAN PROSES TERPILIH.....                                             | 43  |
| III.1 Diagram Balok Proses.....                                                 | 43  |
| III.2 Diagram Alir Proses.....                                                  | 41  |
| .....                                                                           | 41  |
| III.3 Uraian Proses .....                                                       | 43  |
| III.3.1 <i>Pre-treatment</i> Natural Gas .....                                  | 43  |
| III.3.2 <i>Syn Gas Generation</i> .....                                         | 43  |
| III.3.3 <i>CO Shift Converter</i> .....                                         | 45  |
| III.3.4 <i>CO<sub>2</sub> Removal Unit</i> .....                                | 45  |
| III.3.5 Methanator .....                                                        | 46  |
| III.3.6 <i>Hydrogen Purification Unit</i> .....                                 | 46  |
| III.3.7 Sintesis Amonia .....                                                   | 47  |
| III.3.8 Refrigerasi Ammonia.....                                                | 48  |
| III.3.9 Pemanfaatan Karbon Dioksida ( <i>Carbon Capture Utilization</i> ) ..... | 48  |
| BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....                                             | 52  |
| IV.1 Neraca Massa.....                                                          | 52  |
| IV.1.2 Neraca Massa Unit Produksi Ammonia .....                                 | 52  |
| IV,1,3 Neraca Massa Unit Produksi Asam Formiat .....                            | 66  |
| IV.2 Neraca Energi .....                                                        | 72  |
| IV.3 Kebutuhan Utilitas .....                                                   | 113 |
| BAB V DAFTAR HARGA DAN PERALATAN .....                                          | 114 |
| V.1 Daftar Peralatan.....                                                       | 114 |
| V.2 Daftar dan Harga Peralatan .....                                            | 123 |
| V.3 Tata Letak Pabrik Secara Garis Besar.....                                   | 128 |
| V.4 P&ID Alat Utama dan <i>Preliminary</i> HAZOP .....                          | 128 |
| BAB VI ANALISA EKONOMI DAN ANALISA DAMPAK PADA LINGKUNGAN.....                  | 138 |
| VI.1 Asumsi-Asumsi.....                                                         | 138 |
| VI.2 CAPEX dan OPEX .....                                                       | 139 |
| VI.3 NPV. IRR. POT. <i>Cash Flow</i> . dan Sensitivitas terhadap IRR .....      | 139 |
| VI.3.1 NPV .....                                                                | 139 |
| VI.3.2 IRR.....                                                                 | 140 |
| VI.3.3 POT .....                                                                | 140 |
| VI.3.4 <i>Cash Flow</i> .....                                                   | 140 |

|                                        |     |
|----------------------------------------|-----|
| VI.3.5 Sensitivitas Terhadap IRR ..... | 140 |
| VI.4 Aspek Sosial dan Lingkungan ..... | 142 |
| BAB VII KESIMPULAN .....               | 144 |
| DAFTAR PUSTAKA .....                   | 146 |
| BIODATA PENULIS .....                  | 149 |

## DAFTAR GAMBAR

|                                                                                                                                          |     |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| <b>Gambar I.1</b> Permintaan dan Produksi Ammonia Indonesia Tahun 2020-2060 .....                                                        | 1   |
| <b>Gambar I.2.</b> Prediksi Produksi dan Permintaan Amonia bersih di Indonesia .....                                                     | 2   |
| <b>Gambar I.3.</b> Proyeksi jumlah suplai amonia di Indonesia pada tahun 2025–2060 (Kementerian ESDM, 2025).....                         | 3   |
| <b>Gambar I.4</b> Teknologi Pre-Treatment menggunakan Amine Absorption .....                                                             | 5   |
| <b>Gambar I.5</b> Proses Teknologi Steam Methane Reformer .....                                                                          | 8   |
| <b>Gambar I.6</b> Diagram Balok Steam Methane Reforming Dilengkapi dengan CCUS.....                                                      | 8   |
| <b>Gambar I.7</b> Proses Autothermal reforming.....                                                                                      | 9   |
| <b>Gambar I.8</b> Diagram Balok Autothermal reforming Dilengkapi dengan CCUS.....                                                        | 9   |
| <b>Gambar I.9</b> Hasil Pembobotan Analytic Hierarchy Process Parameter Pemilihan Syn Gas Reforming.....                                 | 11  |
| <b>Gambar I.10</b> Hasil Akhir Pemilihan Syn Gas Reforming .....                                                                         | 13  |
| <b>Gambar I.11</b> Multi-Stage Refrigeration System .....                                                                                | 16  |
| <b>Gambar I.12</b> Cascade Refrigeration System.....                                                                                     | 17  |
| <b>Gambar I.13</b> Auto-Cascade Refrigeration System .....                                                                               | 18  |
| <b>Gambar I.14</b> Metode Sintesis Asam Format Konversi Fotokatalitik .....                                                              | 20  |
| <b>Gambar I.15</b> Metode Sintesis Asam Format Konversi Elektrokatalitik .....                                                           | 21  |
| <b>Gambar I.16</b> Metode Sintesis Asam Format Katalitik Langsung.....                                                                   | 22  |
| <b>Gambar II.1</b> Nilai (a) potensi cadangan gas bumi dan (b) persentase pemanfaatan gas bumi di Indonesia (Kementrian ESDM, 2025)..... | 24  |
| <b>Gambar II.2</b> Lokasi Pabrik di Kawasan Industri Ciwandan, Cilegon, Jawa Barat .....                                                 | 34  |
| <b>Gambar II.3</b> Lokasi Pabrik di Kawasan Kaltim Industrial Estate, Bontang, Kalimantan Timur .....                                    | 34  |
| <b>Gambar II.4</b> Lokasi Pabrik di Kawasan Teluk Bintuni, Papua Barat.....                                                              | 35  |
| <b>Gambar II.5</b> Hasil Pembobotan Seleksi Proses Pemilihan Lokasi .....                                                                | 39  |
| <b>Gambar II.6</b> Matriks Perbandingan Parameter Seleksi Proses Pemilihan Lokasi.....                                                   | 40  |
| <b>Gambar II.7</b> Hasil nilai akhir pemilihan lokasi .....                                                                              | 42  |
| <b>Gambar III.1</b> Diagram Balok Proses Pab .....                                                                                       | 43  |
| <b>Gambar III.2</b> Diagram Alir Proses Pabrik.....                                                                                      | 41  |
| <b>Gambar V.1</b> Layout Garis Besar Pabrik .....                                                                                        | 128 |

|                                                                                            |     |
|--------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| <b>Gambar V.2</b> P&ID Ammonia Converter .....                                             | 129 |
| <b>Gambar VI.1</b> Grafik Sensitivitas Harga Bahan Produk, OPEX, dan TCI terhadap IRR..... | 142 |

## DAFTAR TABEL

|                                                                                                                 |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| <b>Tabel I.1</b> Tabel Perbandingan Proses Pemisahan $H_2S$ dari Natural Gas .....                              | 6  |
| <b>Tabel I.2</b> Tabel Perbandingan Karakteristik Logam .....                                                   | 6  |
| <b>Tabel I.3</b> Tabel Perbandingan SMR dengan ATR.....                                                         | 10 |
| <b>Tabel I.4</b> Deskripsi dan Parameter Penentuan Metode <i>Syn Gas Reforming</i> .....                        | 12 |
| <b>Tabel I.5</b> Pemberian Nilai dan Perhitungan Hasil Akhir Pemilihan Metode <i>Syn Gas Reforming</i><br>..... | 12 |
| <b>Tabel I.6</b> Tabel Perbandingan Teknologi <i>CO<sub>2</sub> Removal</i> .....                               | 13 |
| <b>Tabel I.7</b> Tabel Perbandingan <i>Refrigeration System</i> .....                                           | 18 |
| <b>Tabel I.8</b> Perbandingan Metode Sintesis Asam Formiat .....                                                | 22 |
| <b>Tabel II.1</b> Perusahaan Produsen Amonia di Indonesia.....                                                  | 25 |
| <b>Tabel II.2</b> Komposisi Aliran Umpan Gas Alam.....                                                          | 26 |
| <b>Tabel II.3</b> Komposisi Senyawa <i>Inert</i> atau Pengotor Gas Alam .....                                   | 27 |
| <b>Tabel II.4</b> Parameter Standar Kualitas Amonia.....                                                        | 28 |
| <b>Tabel II.5</b> Parameter Standar Kualitas Asam Format.....                                                   | 28 |
| <b>Tabel II.6</b> Data Produksi dan Konsumsi Amonia di Indonesia .....                                          | 29 |
| <b>Tabel II.7</b> Data Ekspor dan Impor Amonia di Indonesia .....                                               | 29 |
| <b>Tabel II.8</b> Tabel Perhitungan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor Amonia Tahun 2028                     | 30 |
| <b>Tabel II.9</b> Perusahaan Produsen Amonia di Indonesia.....                                                  | 31 |
| <b>Tabel II.10</b> Jarak Pelabuhan Antar Lokasi .....                                                           | 35 |
| <b>Tabel II.11</b> Data Jumlah dan Kualitas Penduduk Setiap Lokasi .....                                        | 37 |
| <b>Tabel II.12</b> Hasil AHP perhitungan bobot ( <i>weights</i> ) setiap parameter .....                        | 41 |
| <b>Tabel IV.1</b> Neraca Massa <i>Mixing Point 1</i> .....                                                      | 53 |
| <b>Tabel IV.2</b> Neraca Massa <i>Pre Reformer Reactor</i> (R-111) .....                                        | 53 |
| <b>Tabel IV.3</b> Neraca Massa <i>Autothermal Reformer Reactor</i> (R-112).....                                 | 54 |
| <b>Tabel IV.4</b> Neraca Massa <i>HTS Converter</i> (R-221) .....                                               | 55 |
| <b>Tabel IV.5</b> Neraca Massa <i>LTS Converter</i> (R-222) .....                                               | 56 |
| <b>Tabel IV.6</b> Neraca Massa <i>Mixing Point 2</i> .....                                                      | 57 |
| <b>Tabel IV.7</b> Neraca Massa <i>CO<sub>2</sub> Absorber</i> (C-231) .....                                     | 58 |
| <b>Tabel IV.8</b> Neraca Massa <i>MDEAmine Regeneration Column</i> (C-232).....                                 | 60 |
| <b>Tabel IV.9</b> Neraca Massa <i>Methanator Reactor</i> (R-241) .....                                          | 60 |
| <b>Tabel IV.10</b> Neraca Massa <i>PSA</i> (V-251) .....                                                        | 61 |

|                                                                                      |    |
|--------------------------------------------------------------------------------------|----|
| <b>Tabel IV.11</b> Neraca <i>Mixing Point 3</i> .....                                | 62 |
| <b>Tabel IV.12</b> Neraca <i>Mixing Point 4</i> .....                                | 63 |
| <b>Tabel IV.13</b> Neraca Massa <i>Ammonia Converter (R-361)</i> .....               | 63 |
| <b>Tabel IV.14</b> Neraca Massa <i>Ammonia Separator (V-361)</i> .....               | 64 |
| <b>Tabel IV.15</b> Neraca Massa <i>Tee Point 2</i> .....                             | 65 |
| <b>Tabel IV.16</b> Neraca Massa <i>Mixing Point Feed Formic Acid Reactor</i> .....   | 66 |
| <b>Tabel IV.17</b> Neraca Massa <i>Formic Acid Reactor (R-471)</i> .....             | 67 |
| <b>Tabel IV.18</b> Neraca Massa <i>Tee Point 4</i> .....                             | 68 |
| <b>Tabel IV.19</b> Neraca Massa <i>Mixing Point Purge Gas</i> .....                  | 68 |
| <b>Tabel IV.20</b> Neraca Massa <i>Decanter Vessel (V-481)</i> .....                 | 69 |
| <b>Tabel IV.21</b> Neraca Massa <i>Formic Acid Flash Separator (V-482)</i> .....     | 70 |
| <b>Tabel IV.22</b> Neraca Massa <i>Formic Acid Stripper Column (C-481)</i> .....     | 70 |
| <b>Tabel IV.23</b> Neraca Massa <b>Formic Acid Distillation Column (C-482)</b> ..... | 71 |
| <b>Tabel IV.24</b> Neraca Panas <i>Natural Gas Compressor</i> .....                  | 72 |
| <b>Tabel IV.25</b> Neraca Panas <i>Steam Compressor</i> .....                        | 73 |
| <b>Tabel IV.26</b> Neraca Panas <i>Mixing Point 1</i> .....                          | 73 |
| <b>Tabel IV.27</b> Neraca Panas <i>Pre Reformer</i> .....                            | 74 |
| <b>Tabel IV.28</b> Neraca Panas <i>Pre Reformer</i> .....                            | 74 |
| <b>Tabel IV.29</b> Neraca Panas <i>Natural Gas Heat Exchanger</i> .....              | 75 |
| <b>Tabel IV.30</b> Neraca Panas <i>Steam Heat Exchanger</i> .....                    | 75 |
| <b>Tabel IV.31</b> Neraca Panas <i>Effluent Reformer Cooler</i> .....                | 76 |
| <b>Tabel IV.32</b> Neraca Panas <i>High Temperature Shift</i> .....                  | 76 |
| <b>Tabel IV.33</b> Neraca Panas <i>High Temperature Shift Reactor Cooler</i> .....   | 77 |
| <b>Tabel IV.34</b> Neraca Panas <i>Low Temperature Shift Reactor</i> .....           | 77 |
| <b>Tabel IV.35</b> Neraca Panas <i>Low Temperature Shift Reactor Cooler</i> .....    | 78 |
| <b>Tabel IV.36</b> Neraca Panas <i>Valve to CO<sub>2</sub> Absorber Column</i> ..... | 78 |
| <b>Tabel IV.37</b> Neraca Panas <i>CO<sub>2</sub> Absorber Column</i> .....          | 79 |
| <b>Tabel IV.38</b> Neraca Panas <i>Methanator</i> .....                              | 80 |
| <b>Tabel IV.39</b> Neraca Panas <i>Methanator Recovery Heat Exchanger</i> .....      | 80 |
| <b>Tabel IV.40</b> Neraca Panas <i>Methanator Effluent Reactor</i> .....             | 81 |
| <b>Tabel IV.41</b> Neraca Panas <i>Pressure Swing Adsorption</i> .....               | 81 |
| <b>Tabel IV.42</b> Neraca Panas <i>TEE Point 1</i> .....                             | 82 |
| <b>Tabel IV.43</b> Neraca Panas <i>Mixing Point 3</i> .....                          | 82 |

|                                                                                   |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------|----|
| <b>Tabel IV.44</b> Neraca Panas Feed Gas Compressor 1 .....                       | 83 |
| <b>Tabel IV.45</b> Neraca Panas Feed Gas Compressor 2 .....                       | 83 |
| <b>Tabel IV.46</b> Neraca Panas Feed Gas Cooler .....                             | 84 |
| <b>Tabel IV.47</b> Neraca Panas Mixing Point 4 .....                              | 84 |
| <b>Tabel IV.48</b> Neraca Panas Ammonia Converter .....                           | 85 |
| <b>Tabel IV.49</b> Neraca Panas Ammonia Recovery Heater .....                     | 85 |
| <b>Tabel IV.50</b> Neraca Panas Ammonia Cooler 1 .....                            | 86 |
| <b>Tabel IV.51</b> Neraca Panas Recycle Gas Heater.....                           | 86 |
| <b>Tabel IV.52</b> Neraca Panas Ammonia Cooler 2 .....                            | 87 |
| <b>Tabel IV.53</b> Neraca Panas Ammonia Cooler 3 .....                            | 87 |
| <b>Tabel IV.54</b> Neraca Panas Valve Ammonia Product .....                       | 88 |
| <b>Tabel IV.55</b> Neraca Panas Ammonia Product Flash Separator .....             | 88 |
| <b>Tabel IV.56</b> Neraca Panas TEE Point 2 .....                                 | 89 |
| <b>Tabel IV.57</b> Neraca Panas Recycle Gas Compressor 1 .....                    | 89 |
| <b>Tabel IV.58</b> Neraca Panas Recycle Gas Compressor 2 .....                    | 90 |
| <b>Tabel IV.59</b> Neraca Panas Valve MDEA Solvent.....                           | 90 |
| <b>Tabel IV.60</b> Neraca Panas Regeneration Column .....                         | 91 |
| <b>Tabel IV.61</b> Neraca Panas Regeneration Column Condenser .....               | 91 |
| <b>Tabel IV.62</b> Neraca Panas Regeneration Column Condenser .....               | 92 |
| <b>Tabel IV.63</b> Neraca Panas Regeneration Column Recovery Heat Exchanger ..... | 92 |
| <b>Tabel IV.64</b> Neraca Panas Mixing Point 2 .....                              | 93 |
| <b>Tabel IV.65</b> Neraca Panas Solvent Amine Pump.....                           | 93 |
| <b>Tabel IV.66</b> Neraca Panas Solvent Amine Cooler .....                        | 94 |
| <b>Tabel IV.67</b> Neraca Panas Ammonia Product Pump .....                        | 94 |
| <b>Tabel IV.68</b> Neraca Panas Sour Gas Compressor .....                         | 95 |
| <b>Tabel IV.69</b> Neraca Panas Sour Gas Cooler.....                              | 95 |
| <b>Tabel IV.70</b> Neraca Panas Sour Gas Flash Separator .....                    | 96 |
| <b>Tabel IV.71</b> Neraca Panas TEE Point 3 .....                                 | 96 |
| <b>Tabel IV.72</b> Neraca Panas Formic Acid Reactor .....                         | 97 |
| <b>Tabel IV.73</b> Neraca Panas Formic Acid Decanter Vessel Pump.....             | 97 |
| <b>Tabel IV.74</b> Neraca Panas Formic Acid Cooler .....                          | 98 |
| <b>Tabel IV.75</b> Neraca Panas Formic Acid Decanter Vessel.....                  | 98 |
| <b>Tabel IV.76</b> Neraca Panas Formic Acid Valve .....                           | 99 |

|                                                                               |     |
|-------------------------------------------------------------------------------|-----|
| <b>Tabel IV.77</b> Neraca Panas Formic Acid Flash Separator .....             | 99  |
| <b>Tabel IV.78</b> Neraca Panas Formic Acid Stripper Column .....             | 100 |
| <b>Tabel IV.79</b> Neraca Panas Formic Acid Stripper Column Reboiler .....    | 100 |
| <b>Tabel IV.80</b> Neraca Panas Formic Acid Distillation Column Valve .....   | 101 |
| <b>Tabel IV.81</b> Neraca Panas Formic Acid Distillation Heat Exchanger ..... | 101 |
| <b>Tabel IV.82</b> Neraca Panas Formic Acid Addct Amine-FA Reactor .....      | 102 |
| <b>Tabel IV.83</b> Neraca Panas Formic Acid Distillation Column .....         | 103 |
| <b>Tabel IV.84</b> Neraca Panas Formic Acid Distillation Condenser.....       | 103 |
| <b>Tabel IV.85</b> Neraca Panas Formic Acid Distillation Reboiler .....       | 104 |
| <b>Tabel IV.86</b> Neraca Panas TEE-4.....                                    | 104 |
| <b>Tabel IV.87</b> Neraca Panas Formic Acid Recycle Cooler 1 .....            | 105 |
| <b>Tabel IV.88</b> Neraca Panas Formic Acid Vapor Reactor Valve .....         | 105 |
| <b>Tabel IV.89</b> Neraca Panas TEE Point 6 .....                             | 105 |
| <b>Tabel IV.90</b> Neraca Panas TEE Point 5 .....                             | 106 |
| <b>Tabel IV.91</b> Neraca Panas Recycle Methanol Compressor.....              | 106 |
| <b>Tabel IV.92</b> Neraca Panas Formic Acid Recycle Cooler 2 .....            | 107 |
| <b>Tabel IV.93</b> Neraca Panas Formic Acid Recycle Cooler 3 .....            | 108 |
| <b>Tabel IV.94</b> Neraca Panas Mixing Point 5 .....                          | 108 |
| <b>Tabel IV.95</b> Neraca Panas Formic Acid Feed Gas Compressor 1.....        | 108 |
| <b>Tabel IV.96</b> Neraca Panas Formic Acid Feed Gas Intercooler 1 .....      | 109 |
| <b>Tabel IV.97</b> Neraca Panas Formic Acid Feed Gas Compressor 2.....        | 110 |
| <b>Tabel IV.98</b> Neraca Panas Formic Acid Feed Gas Intercooler 2 .....      | 110 |
| <b>Tabel IV.99</b> Neraca Panas Formic Acid Feed Gas Compressor 3.....        | 111 |
| <b>Tabel IV.100</b> Neraca Panas Formic Acid Feed Gas Intercooler 3 .....     | 111 |
| <b>Tabel IV.101</b> Neraca Panas Formic Acid Condenser Product Pump .....     | 112 |
| <b>Tabel IV.102</b> Neraca Panas Formic Acid Product Pump .....               | 112 |
| <b>Tabel V.1</b> Daftar Peralatan .....                                       | 114 |
| <b>Tabel V.2</b> Daftar dan Harga Peralatan .....                             | 123 |
| <b>Tabel V.</b> Preliminary HAZOP Ammonia Converter .....                     | 130 |
| <b>Tabel VI.1</b> Sensitivitas OPEX terhadap IRR.....                         | 141 |
| <b>Tabel VI.2</b> Sensitivitas TCI terhadap IRR.....                          | 141 |
| <b>Tabel VI.3</b> Sensitivitas Harga Produk terhadap IRR.....                 | 141 |

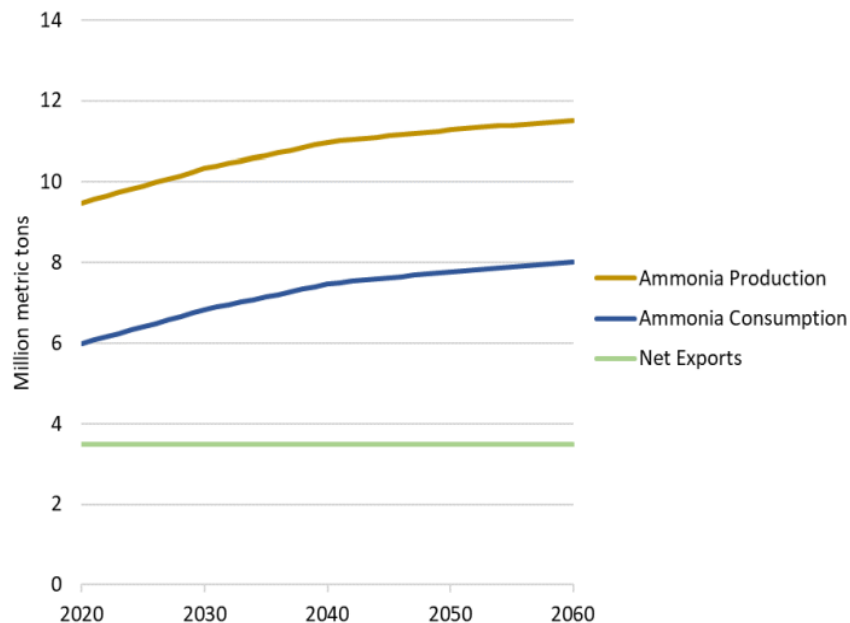


# BAB I

## PENDAHULUAN

### I.1 Latar Belakang

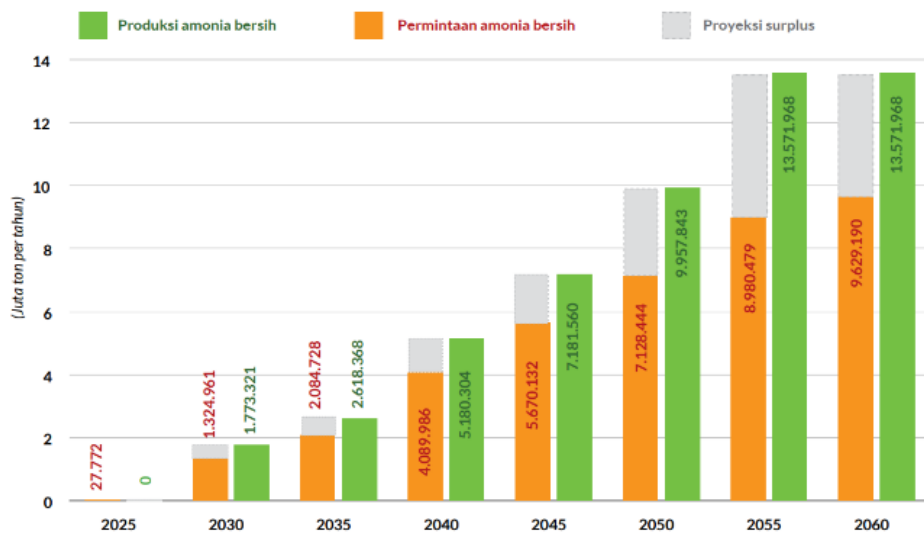
Indonesia merupakan negara dengan pendapatan ekonomi yang besar di Asia Tenggara. Indonesia meningkatkan pertumbuhan ekonomi jangka panjang melalui perdagangan luar negeri. Pemberian akses pasar yang lebih luas serta pencapaian tingkat efisiensi dapat meningkatkan daya saing ekonomi yang lebih tinggi. Perdagangan melalui jalur ekspor memberikan tren positif dengan penggalan potensi ekspor. Dari perkembangan perdagangan, produk eksor asal Indonesia didominasi oleh sektor non migas (Putri & Faradina, 2023). Permintaan amonia sebagai bahan baku pupuk sintetis yang krusial untuk ketahanan pangan tinggi di Indonesia. Menurut *roadmap* Hidrogen dan Amonia Nasional yang dibuat oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, diperkirakan permintaan amonia semakin meningkat untuk setiap dekade di masa depan.



**Gambar I.1** Permintaan dan Produksi Ammonia Indonesia Tahun 2020-2060

(Wijaya dkk., 2024)

Grafik dari *Lawrence Berkeley National Laboratory (LBNL)* tentang *Industry Decarbonization Roadmaps for Indonesia* menampilkan trajektori produksi amonia (garis kuning), konsumsi domestik (garis biru), dan *net-export* (garis hijau) antara tahun 2020–2060. Dapat dilihat pada grafik bahwa produksi dan konsumsi meningkat secara bertahap. Bentuk kurva menunjukkan kenaikan yang stabil pada dekade awal lalu melandai mendekati 2050, mencerminkan penambahan kapasitas produksi nasional (investasi dan ekspansi pabrik, termasuk proyek ammonia biru/hijau) yang sejalan dengan meningkatnya permintaan domestik. Dengan kata lain, grafik ini menggambarkan skenario di mana Indonesia dapat terus meningkatkan kapasitas dan memenuhi kenaikan permintaan dalam negeri, namun tetap mempertahankan posisi sebagai eksportir bersih dalam dekade-dekade mendatang serta yang paling penting adalah menciptakan proses produksi amonia yang bersih agar dapat mengurangi emisi CO<sub>2</sub> khususnya di Indonesia. Berikut adalah grafik permintaan ammonia bersih berdasarkan Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral.

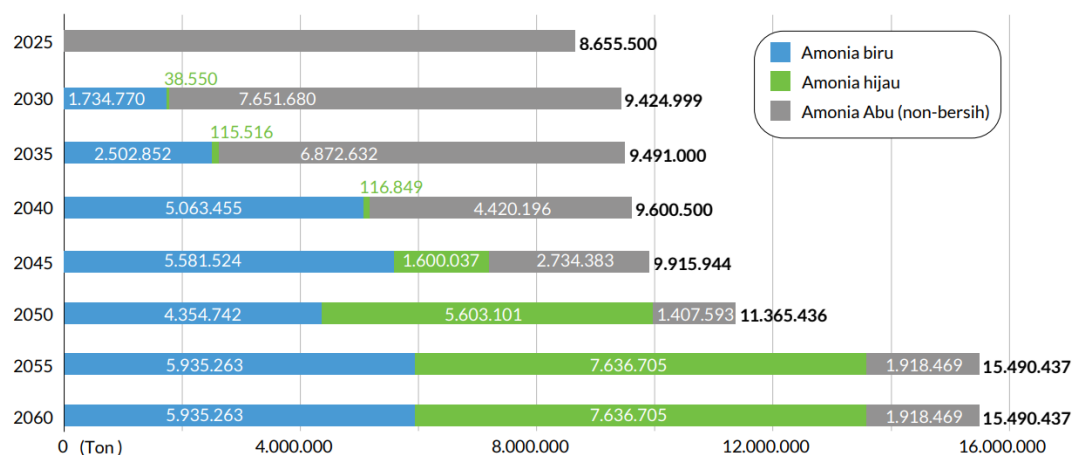


**Gambar I.2.** Prediksi Produksi dan Permintaan Amonia bersih di Indonesia

(Kementerian ESDM, 2025)

Permintaan pasar untuk amonia bersih yang sebesar US\$1,48 miliar pada tahun 2024 diperkirakan mengalami peningkatan signifikan menjadi US\$61,56 miliar pada tahun 2031. Dari data tersebut, Indonesia membuka peluang besar bagi Indonesia untuk menguasai pasar di Asia-Pasifik. Indonesia merupakan eksportir amonia keempat setelah Trinidad & Tobago, Arab Saudi, dan Kanada dengan nilai ekspor mencapai US\$782 juta dengan volume ekspor sekitar 1,79 juta ton pada tahun 2023 (Kementerian ESDM, 2025).

Pada proses produksi ammonia terdapat berbagai macam produk yang dihasilkan, diantaranya lain Amonia Abu, Amonia Biru, dan Amonia Hijau. Amonia Abu secara umum diproduksi dengan menggunakan proses *Kellog Brown and Root* (KBR) yang dimana proses tersebut sangat banyak diaplikasikan di industri global. Proses tersebut diawali dengan *steam methane reforming* untuk meraksikan gas alam sehingga dihasilkan unsur hidrogen lalu dilanjutkan dengan sintesis ammonia menggunakan Haber-Bosch. Amonia Biru merupakan salah satu jenis produksi dengan mengintegrasikan produksi Amonia Abu dengan *carbon capture unit*. Nantinya, aliran CO<sub>2</sub> dipisahkan dari gas sintesis pada CO<sub>2</sub> *removal unit* sebelum masuk ke metanator. Sedangkan Amonia Hijau juga dihasilkan dari metode sintesis Haber-Bosch, tetapi unsur hidrogen didapatkan dari elektrolisis air (H<sub>2</sub>O) (Tjahjono et al, 2023). Di Indonesia mulai dikembangkan industri ammonia berbasis ramah lingkungan sesuai *roadmap* yang dicanangkan oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Alam.



**Gambar I.3.** Proyeksi jumlah suplai amonia di Indonesia pada tahun 2025–2060 (Kementerian ESDM, 2025)

Berdasarkan diagram di atas dapat dilihat bahwa hingga tahun 2060 produksi ammonia hingga 40 tahun ke depan akan didominasi oleh produk amonia biru dan amonia hijau dengan total produksi amonia berbasis ramah lingkungan 13,5 juta ton pada tahun 2060. Dalam rentang 10-15 tahun ke depan, Indonesia akan beralih kepada penurunan produksi amonia abu-abu menuju ke amonia biru sebelum akhirnya berpindah ke produksi amonia yang lebih bersih yaitu amonia hijau. Di Indonesia, Undang-Undang Nomor 7 Tahun 2021 tentang Harmonisasi Peraturan Perpajakan (UU HPP), khususnya pada Pasal 13, mengatur emisi karbon yang ada di Indonesia. Pada undang-undang ini pajak karbon dikenakan atas emisi

karbon yang memberikan dampak negatif bagi lingkungan hidup. Pengenaan pajak karbon diperuntukkan bagi orang pribadi atau badan yang membeli barang mengandung karbon dan/atau melakukan aktivitas yang menghasilkan emisi karbon melebihi batas tertentu. Oleh karena itu, proses produksi amonia biru pada suatu pabrik amonia menjadi fokus utama saat ini guna menekan jumlah emisi karbon atau CO<sub>2</sub>.

Pemanfaatan CO<sub>2</sub> hasil tangkapan pada pabrik amonia biru pada dasarnya dapat diolah menjadi berbagai produk bernilai tambah, salah satunya adalah asam formiat (HCOOH). Asam formiat sering dijadikan produk untuk proses hidrogenisasi CO<sub>2</sub> karena hanya memerlukan 1 molekul CO<sub>2</sub> dan 1 molekul H<sub>2</sub> untuk memproduksinya (Sordakis et al, 2018). Selain itu, asam formiat memiliki banyak kegunaan yang luas di berbagai sektor. Selain sebagai produk kimia bernilai tambah, asam formiat berperan penting dalam aplikasi energi, misalnya sebagai sektor energi, pembawa gas hidrogen, media penyimpanan gas sintesis (*syngas*), hingga sumber karbon bagi berbagai proses bioteknologi (Thijs dkk., 2022). Indonesia hingga saat ini masih mengandalkan impor untuk memenuhi kebutuhan asam format di dalam negeri. Hal ini terjadi karena PT. Sintas Kurama Perdana merupakan satu-satunya perusahaan yang memproduksi asam format di Indonesia, dengan kapasitas produksi sekitar 11.000 ton per tahun. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2022, rata-rata volume impor asam format selama periode 2017–2021 mencapai 30.616,42 ton per tahun. Oleh sebab itu, pemanfaatan CO<sub>2</sub> dari pabrik amonia biru menjadi asam formiat akan sangat berperan dalam menekan angka impor sekaligus memenuhi kebutuhan asam formiat di berbagai sektor industri dalam negeri. Integrasi CCU secara penuh di lokasi pabrik memberikan beberapa keuntungan teknis dan ekonomi dibandingkan menjual CO<sub>2</sub> mentah ke pihak lain, antara lain: pengurangan biaya logistik dan kompresi, pemanfaatan panas sisa dan hidrogen dari proses amonia untuk menurunkan konsumsi energi CCU, kontrol kualitas aliran CO<sub>2</sub> untuk proses konversi yang lebih stabil, serta fleksibilitas pasar produk akhir. Dari sudut lingkungan, pemanfaatan CO<sub>2</sub> menjadi bahan kimia bernilai menambah peluang untuk klaim mitigasi emisi yang lebih kuat dibandingkan hanya melakukan pemindahan/penyimpanan, meskipun permanensi karbon dan analisis siklus hidup produk harus dievaluasi.

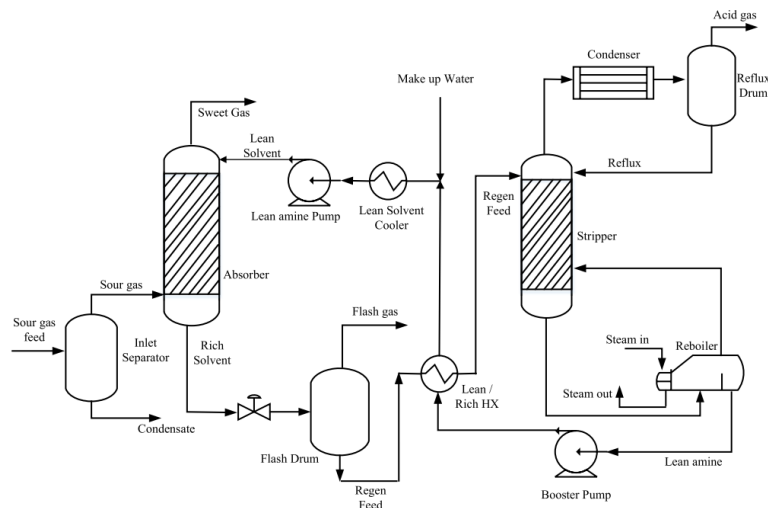
Oleh karena itu, dengan melihat skala emisi industri amonia nasional, ketiadaan luasnya pabrik dengan CCS/CCU komersial saat ini, dan potensi nilai ekonomi asam format bila diproduksi dari CO<sub>2</sub> rendah-karbon (dengan sumber H<sub>2</sub> rendah-karbon), merancang pabrik

amonia biru berkapasitas 850.000 ton/tahun terintegrasi dengan unit CCU untuk produksi asam formiat. Pabrik ini menghadirkan solusi strategis yaitu mengurangi emisi besar secara cepat, menambah diversifikasi produk dan pendapatan, serta mendukung kebijakan energi dan pertanian nasional.

## I.2 Teknologi Produksi dan Seleksi Proses

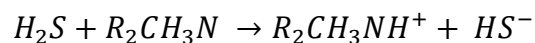
### I.2.1 Teknologi dan Seleksi Proses Pre-Treatment

Untuk menghilangkan kandungan H<sub>2</sub>S pada gas alam, senyawa belerang seperti H<sub>2</sub>S umumnya diserap terlebih dahulu melalui berbagai proses seperti *amine absorber* dan *metal oxide adsorption*



**Gambar I.4** Teknologi *Pre-Treatment* menggunakan *Amine Absorption*

Berdasarkan gambar di atas, proses penghilangan H<sub>2</sub>S dari gas alam dilakukan menggunakan sistem *amine absorber–stripper* dengan memanfaatkan pelarut amina. Proses diawali ketika *sour gas* (gas alam yang mengandung sulfur) masuk ke dalam *absorber*, di mana pelarut akan menyerap kandungan sulfur di dalam aliran gas alam. Pelarut amina yang umum digunakan adalah MDEA,



(Koto, 2014)

Gas alam yang telah dimurnikan (*sweet gas*) keluar dari bagian atas *absorber*, sedangkan larutan amina yang telah jenuh dengan sulfur dialirkan ke *stripper*. Di dalam *stripper*,

larutan dipanaskan sehingga kandungan sulfur dapat terlepas (*stripping*) dan dikumpulkan sebagai aliran gas asam, sementara pelarut amina diregenerasi dan dikembalikan ke *absorber* untuk digunakan kembali (Fahim dan Alsahhaf, 2010). Jenis amina yang umum digunakan adalah MDEA berdasarkan tabel perbandingan pelarut berikut,

**Tabel I.1** Tabel Perbandingan Proses Pemisahan H<sub>2</sub>S dari Natural Gas

| Parameter                          | <i>Amine Absorption</i> (MDEA)                                                                         | <i>ZnO Adsorption</i>                                                        |
|------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------|
| Prinsip Kerja                      | H <sub>2</sub> S diserap dan bereaksi dengan amina.<br>Pelarut amina diregenerasi di <i>stripper</i> . | H <sub>2</sub> S bereaksi dengan ZnO membentuk ZnS padat + H <sub>2</sub> O. |
| Reaksi Utama                       | $H_2S + R_2CH_3N \rightarrow R_2CH_3NH^+ + HS^-$                                                       | $ZnO + H_2S \rightarrow ZnS + H_2O$                                          |
| Kondisi Operasi                    | T: 40–70 °C<br>P: 1–10 atm                                                                             | T: 250–450 °C<br>P: 1–5 atm                                                  |
| Kapasitas H <sub>2</sub> S Removal | Tinggi (<10 ppm)                                                                                       | Sangat tinggi (<1 ppm)                                                       |
| Konsentrasi H <sub>2</sub> S       | Sedang–Tinggi (500 ppm – 25%)                                                                          | Rendah–Sedang (<2%)                                                          |
| Referensi                          | Farooqi dkk., 2024<br>Fahim dan Alsahhaf, 2010                                                         | Castro et al., 2020                                                          |

Adsorpsi H<sub>2</sub>S menggunakan metal oksida merupakan salah satu metode paling efektif untuk desulfurisasi gas alam, syngas, dan aliran gas industri. Proses ini bekerja melalui reaksi kimia antara oksida logam (M<sub>x</sub>O<sub>y</sub>) dengan H<sub>2</sub>S, menghasilkan senyawa sulfida logam (M<sub>x</sub>S<sub>y</sub>) dan uap air. Efektivitas metal oksida dipengaruhi oleh sifat asam-basa, luas permukaan, porositas, dan kestabilan termalnya. Oksida logam murni seperti ZnO, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, CuO, dan CaO banyak digunakan karena memiliki afinitas tinggi terhadap sulfur.

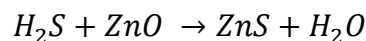
**Tabel I.2** Tabel Perbandingan Karakteristik Logam

| Sifat | Zn | Fe | Cu | Mn | Ca | Logam tanah jarang (Ce, La) |
|-------|----|----|----|----|----|-----------------------------|
|-------|----|----|----|----|----|-----------------------------|

|                            |        |         |        |         |               |        |
|----------------------------|--------|---------|--------|---------|---------------|--------|
| <b>Stabilitas termal</b>   | +      | – (↓ T) | +      | + (↑ T) | +             | +      |
| <b>Stabilitas reduktif</b> | +      | +       | –      | +       | –             | +      |
| <b>Performa sulfidasi</b>  | +      | +       | +      | –       | –             | +      |
| <b>Biaya</b>               | rendah | rendah  | sedang | sedang  | sangat rendah | tinggi |

(Frilund dkk., 2020)

Dari berbagai kandidat, ZnO paling banyak digunakan karena selektivitas tinggi terhadap H<sub>2</sub>S, kemampuan bekerja pada rentang suhu luas (250–450 °C), serta kemampuannya mempertahankan kinerja pada konsentrasi H<sub>2</sub>S rendah maupun tinggi, sehingga sering diaplikasikan pada proses sweetening gas alam dan pemurnian *syngas*. Adapun reaksi penyerapan H<sub>2</sub>S di dalam natural gas sebagai berikut,



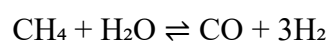
Sehingga selanjutnya akan dipilih metode adsorpsi dengan adsorben ZnO untuk melakukan proses desulfurisasi pada aliran natural gas

## I.2.2 Teknologi dan Seleksi Proses Produksi Hidrogen

### Seleksi Proses dan Teknologi *Syn Gas Reformer*

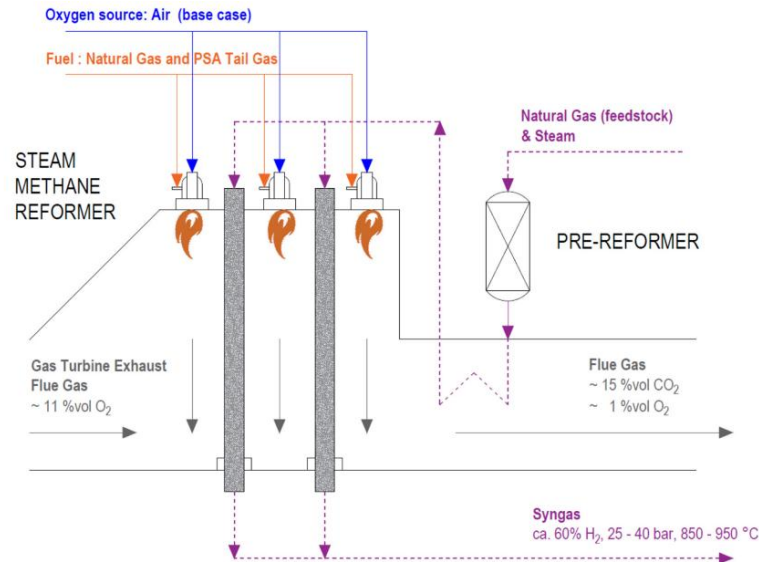
Pada umumnya, dalam skala industri untuk memproduksi gas hydrogen yang akan menjadi reaktan pembentukan amonia, hidrokarbon seperti metana pada gas dapat direaksikan menjadi *syngas* terlebih dahulu. *Syngas* dapat diproduksi menggunakan beberapa metode, seperti *Steam Methane Reforming* (SMR) dan *Autothermal Reforming* (ATR) (Kumar et al., 2022).

*Steam Methane Reforming* (SMR) adalah proses industri utama untuk menghasilkan hidrogen dari metana (CH<sub>4</sub>) dengan bereaksi bersama uap air (H<sub>2</sub>O) pada suhu tinggi di atas katalis sehingga membentuk CO dan H<sub>2</sub> melalui reaksi berikut,

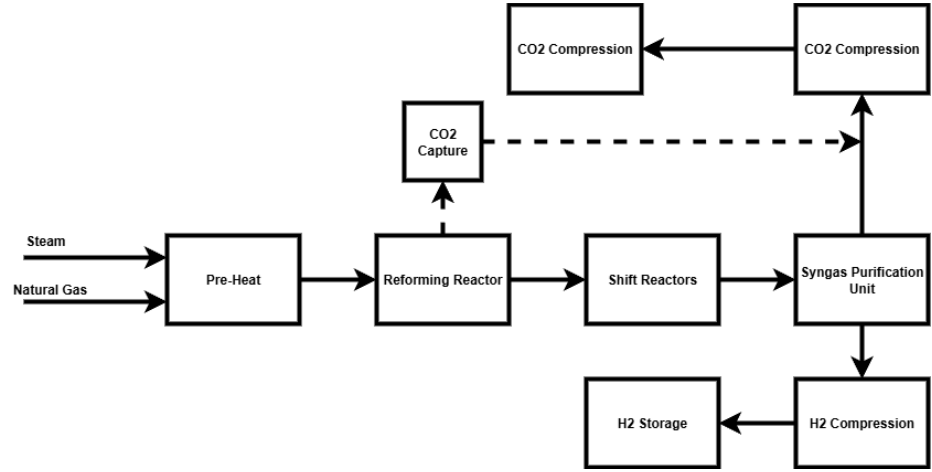


Sementara CO yang terbentuk biasanya diubah lebih lanjut lewat reaksi *water-gas shift* menjadi  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$  untuk meningkatkan hasil hidrogen (Ganguli & Bhatt, 2023). Metodenya memanfaatkan reaksi hidrokarbon dengan uap air pada suhu tinggi.

Adapun proses SMR dapat dilihat pada gambar berikut,



Gambar I.5 Proses Teknologi Steam Methane Reformer

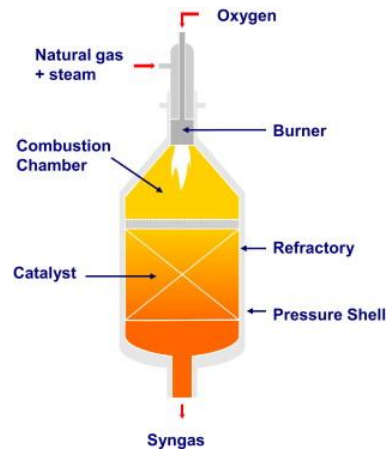


Gambar I.6 Diagram Balok *Steam Methane Reforming* Dilengkapi dengan CCUS

(Oni dkk., 2022)

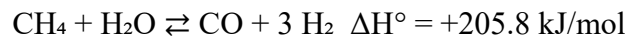
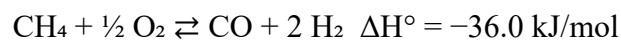
Dapat dilihat pada gambar di atas bahwa *steam methane reofrming* menggunakan reaksi antara gas alam dan *steam* yang bersifat endotermis dan hidrogen akan diperoleh di akhir proses.

*Autothermal reformer* (ATR) adalah reaktor yang mengubah gas alam menjadi syngas ( $H_2 + CO$ ) dengan menggabungkan reaksi eksotermis (oksidasi parsial) dan reaksi endotermis (*steam reforming*) sehingga panas yang dilepaskan menutupi kebutuhan pemanasan (Amin, 2024).

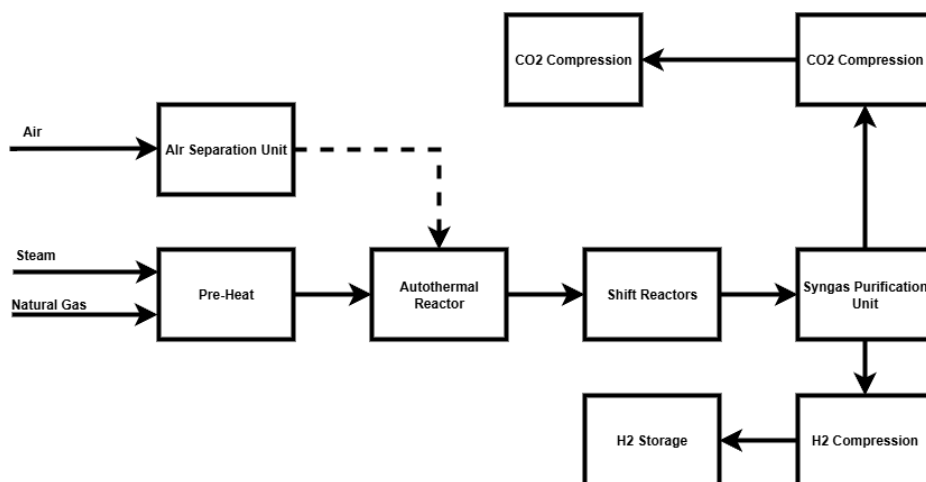


**Gambar I.7** Proses *Autothermal reforming*

Reaksi yang terjadi pada *autothermal reformer* adalah sebagai berikut,



Adapun proses ATR dapat dilihat pada gambar berikut,



**Gambar I.8** Diagram Balok *Autothermal reforming* Dilengkapi dengan CCUS

(Oni dkk., 2022)

Dapat dilihat pada gambar di atas bahwa *autothermal reforming* menggunakan reaksi antara *gas alam* dan *steam* yang disertai oksigen dari *air separation unit* yang bersifat endotermis dan eksotermis. Selanjutnya kedua metode ini selanjutnya akan dibandingkan untuk dipilih menjadi proses dalam pabrik amonia biru. Perbandingan dari *auto thermal reformer* dan *steam methane reformer* disajikan dalam bentuk tabel berikut,

**Tabel I.3** Tabel Perbandingan SMR dengan ATR

| Parameter                                                                       | SMR ( <i>Steam Methane Reforming</i> )                     | ATR ( <i>Autothermal reforming</i> ) |
|---------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------|--------------------------------------|
| <b>Sifat Reaksi</b>                                                             | Endotermik, Memerlukan Pemanas Tambahan ( <i>Furnace</i> ) | Eksotermis dan Endotemis             |
| <b>Kondisi Operasi</b>                                                          | T: 871-1230 °C<br>P: 42 bar                                | T: 900-1300 °C<br>P: 30-40 bar       |
| <b>Katalis</b>                                                                  | Ni                                                         | Ni                                   |
| <b>CAPEX (\$/(kg H<sub>2</sub>/day))</b>                                        | 1233                                                       | 929                                  |
| <b>OPEX (\$/(kg H<sub>2</sub>/day))</b>                                         | 48.542                                                     | 37.86                                |
| <b>Kebutuhan Energi (Gj/Ton NH<sub>3</sub>)</b>                                 | 28                                                         | 28.7                                 |
| <b>Intensitas Emisi CO<sub>2</sub> (Ton CO<sub>2</sub>/ Ton NH<sub>3</sub>)</b> | 0.2                                                        | 0.2                                  |

(Mersch dkk., 2024)

Sebagai bahan pertimbangan pula menurut tabel berikut bahwa sintesis hidrogen dengan SMR jauh lebih murah tanpa adanya penangkapan CO<sub>2</sub> namun dapat biaya tersebut dapat cenderung sama pada tingkat penangkapan CO<sub>2</sub> yang sama seperti tabel I.3.

**Tabel I.4** Tabel Perbandingan SMR dengan ATR dengan dan Tanpa CCS

| Parameter                             | Grey hydrogen |      |      | Blue hydrogen |         |         |         |
|---------------------------------------|---------------|------|------|---------------|---------|---------|---------|
|                                       | SMR           | ATR  | NGD  | SMR-52%       | SMR-85% | ATR-CCS | NGD-CCS |
| Capital costs (\$M)                   | 764           | 1090 | 1143 | 1063          | 1347    | 1536    | 1363    |
| Operating costs (\$M/year)            | 121           | 75   | 165  | 167           | 254     | 91      | 201     |
| Hydrogen cost (\$/kg H <sub>2</sub> ) | 1.22          | 1.23 | 2.12 | 1.69          | 2.36    | 1.66    | 2.55    |

(Oni dkk., 2022)

Selanjutnya akan dilakukan analisis dengan metode AHP dengan parameter yang sudah dibobotkan sebagai berikut,

| Cat                    | Priority | Rank | (+)   | (-)   |
|------------------------|----------|------|-------|-------|
| 1 CAPEX                | 24.8%    | 2    | 11.6% | 11.6% |
| 2 OPEX                 | 29.4%    | 1    | 15.5% | 15.5% |
| 3 Energy               | 11.4%    | 4    | 4.7%  | 4.7%  |
| 4 Emission             | 11.4%    | 4    | 4.7%  | 4.7%  |
| 5 CCS                  | 11.5%    | 3    | 1.7%  | 1.7%  |
| 6 TRL                  | 5.3%     | 6    | 2.1%  | 2.1%  |
| 7 Feedstock            | 3.5%     | 7    | 1.4%  | 1.4%  |
| 8 Safety & Operability | 2.8%     | 8    | 1.4%  | 1.4%  |

**Gambar I.9** Hasil Pembobotan *Analytic Hierarchy Process* Parameter Pemilihan *Syn Gas Reforming*

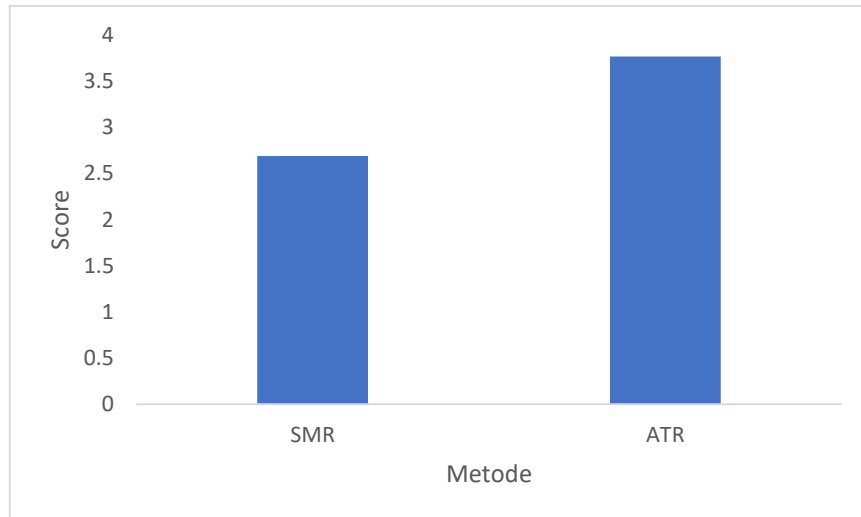
**Tabel I.4** Deskripsi dan Parameter Penentuan Metode *Syn Gas Reforming*

| No | Parameter                        | Deskripsi                                                                      | Bobot |
|----|----------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------|-------|
| 1  | CAPEX                            | Investasi awal (USD/kg H <sub>2</sub> ·day)                                    | 0.248 |
| 2  | OPEX                             | Biaya operasi & pemeliharaan per unit waktu/produk                             | 0.293 |
| 3  | Kebutuhan Energi                 | Energi spesifik (GJ/ton NH <sub>3</sub> atau GJ/kg H <sub>2</sub> )            | 0.114 |
| 4  | Intensitas Emisi CO <sub>2</sub> | Ton CO <sub>2</sub> / ton produk (atau kg CO <sub>2</sub> /kg H <sub>2</sub> ) | 0.114 |
| 5  | Kesiapan Integrasi CCS           | Kemudahan integrasi sistem penangkap CO <sub>2</sub>                           | 0.115 |
| 6  | Kematangan Teknologi (TRL)       | Seberapa matang/teruji proses (operasi industri)                               | 0.053 |
| 7  | Ketersediaan Feedstock           | Ketersediaan & kontinuitas pasokan gas alam/umpan                              | 0.035 |
| 8  | Keamanan & Operabilitas          | Kompleksitas operasi, risiko kecelakaan, pengendalian                          | 0.028 |

Setelah dilakukan pembobotan lalu diberikan nilai (1-4) dan dihitung proses yang memiliki nilai tertinggi yang akan dipilih, nilai tertinggi dapat dilihat sebagai berikut,

**Tabel I.5** Pemberian Nilai dan Perhitungan Hasil Akhir Pemilihan Metode *Syn Gas Reforming*

| No                 | Parameter            | Bobot | Nilai ATR | ATR Total   | Nilai SMR | SMR Total    |
|--------------------|----------------------|-------|-----------|-------------|-----------|--------------|
| 1                  | CAPEX                | 0.248 | 4         | 0.992       | 2         | 0.496        |
| 2                  | OPEX                 | 0.293 | 4         | 1.172       | 3         | 0.879        |
| 3                  | Energy               | 0.114 | 4         | 0.456       | 2         | 0.228        |
| 4                  | Emission             | 0.114 | 3         | 0.342       | 3         | 0.342        |
| 5                  | CCS                  | 0.115 | 4         | 0.46        | 3         | 0.345        |
| 6                  | TRL                  | 0.053 | 3         | 0.159       | 4         | 0.212        |
| 7                  | Feedstock            | 0.035 | 3         | 0.105       | 3         | 0.105        |
| 8                  | Safety & Operability | 0.028 | 3         | 0.084       | 3         | 0.084        |
| <b>Hasil Akhir</b> |                      |       |           | <b>3.77</b> |           | <b>2.691</b> |



**Gambar I.10** Hasil Akhir Pemilihan *Syn Gas Reforming*

Dari berbagai metode yang umumnya digunakan pada pabrik amonia, yaitu SMR dan ATR, dengan melihat pertimbangan faktor-faktor di atas, metode ATR dipilih untuk digunakan pada proses pabrik amonia biru karena memiliki nilai paling tinggi.

### I.2.3 Teknologi dan Seleksi Proses Penangkapan CO<sub>2</sub>

Penghilangan CO<sub>2</sub> dari aliran gas merupakan langkah krusial dalam pengolahan gas alam karena dampak teknis, lingkungan, dan ekonominya. Kehadiran CO<sub>2</sub> mengakibatkan terjadinya korosi, polusi udara, pemanasan global, dan penurunan nilai kalor gas (Nakhjiri dkk., 2018). Proses pemisahan CO<sub>2</sub> pada aliran *syn gas* dapat dilakukan dengan metode pemisahan pelarut fisik dan kimia (Qayyum dan Ramzan, 2024). Pelarut yang digunakan dapat berupa rectisol, selexol, benfield, dan MDEA.

**Tabel I.6** Tabel Perbandingan Teknologi *CO<sub>2</sub> Removal*

| Proses                                   | Rectisol™                         | Selexol™                                     | Benfield                                          | MDEA                    |
|------------------------------------------|-----------------------------------|----------------------------------------------|---------------------------------------------------|-------------------------|
| <b>Pelarut</b>                           | Metanol dingin (chilled methanol) | Dimethyl ether of polyethylene glycol (DEPG) | Kalium karbonat (K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) | Metildietanolamin a     |
| <b>Tekanan operasi (P<sub>opt</sub>)</b> | Tekanan tinggi (20 bar)           | Tekanan tinggi (20 bar)                      | Tekanan tinggi (20 bar)                           | Tekanan tinggi (20 bar) |

|                                                                  |                                                                                                                                                                                                                                                            |                                                                                                                                                                                                                  |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                              |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                               |
|------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>Temperatur operasi (<math>T_{opt}</math>)</b>                 | –30 sampai –75 °C                                                                                                                                                                                                                                          | 0 – 25 °C                                                                                                                                                                                                        | 70 – 115 °C                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | 30 – 50 °C (lebih tinggi jika memakai promoter)                                                                                                                                                                                                                                                                                               |
| <b>Minimum <i>impurities</i> gas yang dapat ditangani (ppmv)</b> | CO <sub>2</sub> : 10–100                                                                                                                                                                                                                                   | CO <sub>2</sub> : 300                                                                                                                                                                                            | CO <sub>2</sub> : 500                                                                                                                                                                                                                                                                                                        | Lebih selektif pada H <sub>2</sub> S                                                                                                                                                                                                                                                                                                          |
| <b>Keunggulan</b>                                                | <ul style="list-style-type: none"> <li>•Tidak berbusa</li> <li>•Sangat bisa bercampur dengan air</li> <li>•Stabil termal dan kimia</li> <li>•Tidak terdegradasi</li> <li>•Regenerasi pada tekanan rendah</li> <li>•Kolom dapat dari baja karbon</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>•Tidak perlu panas re-boiler (tidak memerlukan heat untuk regenerasi)</li> <li>•Pelarut stabil, sedikit degradasi</li> <li>•Dapat melarutkan COS dan merkaptan</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>•Meminimalkan adsorpsi BTX dan hidrokarbon berat</li> <li>•Sedikit degradasi</li> <li>•Pelarut murah</li> <li>•Absorpsi–stripping isothermal</li> <li>•Operasi biaya rendah</li> <li>•Produk akhir murni tinggi</li> <li>•Beban regenerasi lebih rendah dibandingkan amina</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>•Selektif untuk H<sub>2</sub>S (dapat mengurangi energi &amp; sirkulasi pelarut)</li> <li>•Laju sirkulasi pelarut dan kebutuhan energi lebih rendah dibanding amina lain</li> <li>•Stabil termal &amp; kimia</li> <li>•Korosi rendah relative</li> <li>•- Kurang misibel dengan hidrokarbon</li> </ul> |
| <b>Kekurangan</b>                                                | <ul style="list-style-type: none"> <li>•Pembentukan amalgam karena penyerapan logam</li> </ul>                                                                                                                                                             | <ul style="list-style-type: none"> <li>•Aliran gas masuk/keluar harus dikeringkan →</li> </ul>                                                                                                                   | <ul style="list-style-type: none"> <li>•Masalah korosi</li> <li>•Masalah presipitasi (endapan)</li> </ul>                                                                                                                                                                                                                    | <ul style="list-style-type: none"> <li>•Reaksi dengan CO<sub>2</sub> lambat (kurang efektif untuk CO<sub>2</sub> sangat rendah)</li> </ul>                                                                                                                                                                                                    |

|                                                                                                                                                                                                                               |                                                                                                                                                                                                                                          |                                                                                |                                                                                                                                                      |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <ul style="list-style-type: none"> <li>• Afinitas tinggi terhadap <math>C_3^+</math> (hilangnya komponen bernilai)</li> <li>• Kebutuhan pendinginan → konsumsi relatif tinggi</li> <li>• Kapital &amp; OPEX tinggi</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>kehilangan panas</li> <li>• Adsorpsi air dan BTX</li> <li>• Kapital &amp; OPEX tinggi</li> <li>• Rasio regenerasi terhadap kondensasi relatif tinggi</li> <li>• Tekanan operasi tinggi</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Diperlukan stainless steel</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Korosi pada konsentrasi tinggi</li> <li>• Perlu aditif/paten untuk memenuhi spesifikasi tertentu</li> </ul> |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|

(Koytsoumpa dkk., 2015)

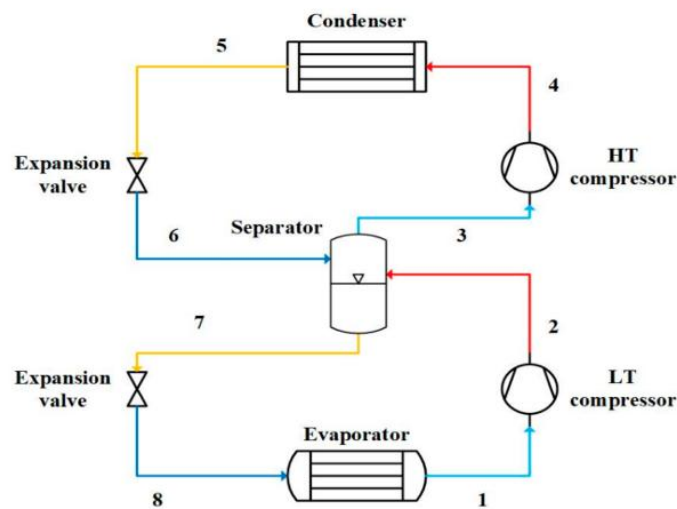
Pemilihan pelarut untuk pemisahan  $CO_2$  dari aliran syngas harus mempertimbangkan bukan hanya kapasitas penyerapan tetapi juga selektivitas terhadap  $CO_2$ , kebutuhan energi regenerasi, stabilitas kimia, dan kompatibilitas dengan kondisi operasi (tekanan, suhu, serta kontaminan lain). Dari keempat pelarut yang ditampilkan pada tabel, MDEA (metil dietanolamina) seringkali menjadi pilihan paling praktis untuk skenario pemurnian syngas dikarenakan MDEA menawarkan kombinasi efisiensi energi, fleksibilitas proses, dan kestabilan kimia yang menjadikannya pilihan ilmiah dan teknis yang kuat untuk aplikasi  $CO_2$  removal pada aliran syngas.

## I.2.4 Teknologi dan Seleksi Proses Refrigeran Amonia

### I.2.4.1 Multi-Stage Refrigeration System (MRS)

Sistem refrigerasi multi-tahap merupakan pengembangan dari siklus kompresi uap satu-tahap (VRC) yang dirancang untuk mencapai suhu evaporasi rendah secara lebih efisien. Konfigurasi ini menggunakan satu jenis refrigeran, namun proses kompresinya dibagi menjadi dua tahap (tingkat tekanan rendah dan tinggi) dengan pendinginan antara (*intercooling*). Hal ini bertujuan untuk menurunkan rasio kompresi pada setiap kompresor dan mengontrol temperatur gas buang (*discharge temperature*) agar tidak berlebihan.

Untuk aplikasi pada suhu  $-40^{\circ}\text{C}$ , refrigeran yang dapat dipertimbangkan untuk sistem MRS adalah Karbon Dioksida (R744). Meskipun sistem MRS yang menggunakan R744 cenderung kurang efisien dibandingkan sistem cascade pada suhu ini karena adanya kerugian throttling yang besar saat siklus beroperasi dalam mode transkritikal, sistem ini memiliki keunggulan dalam hal kesederhanaan karena hanya menggunakan satu sirkuit refrigeran. Penggunaan amonia (R717) sebagai refrigeran dalam sistem MRS untuk mencapai suhu ini tidak disarankan karena akan beroperasi pada tekanan sub-atmosferik (vakum), yang meningkatkan risiko kebocoran udara ke dalam sistem dan menurunkan kinerja.

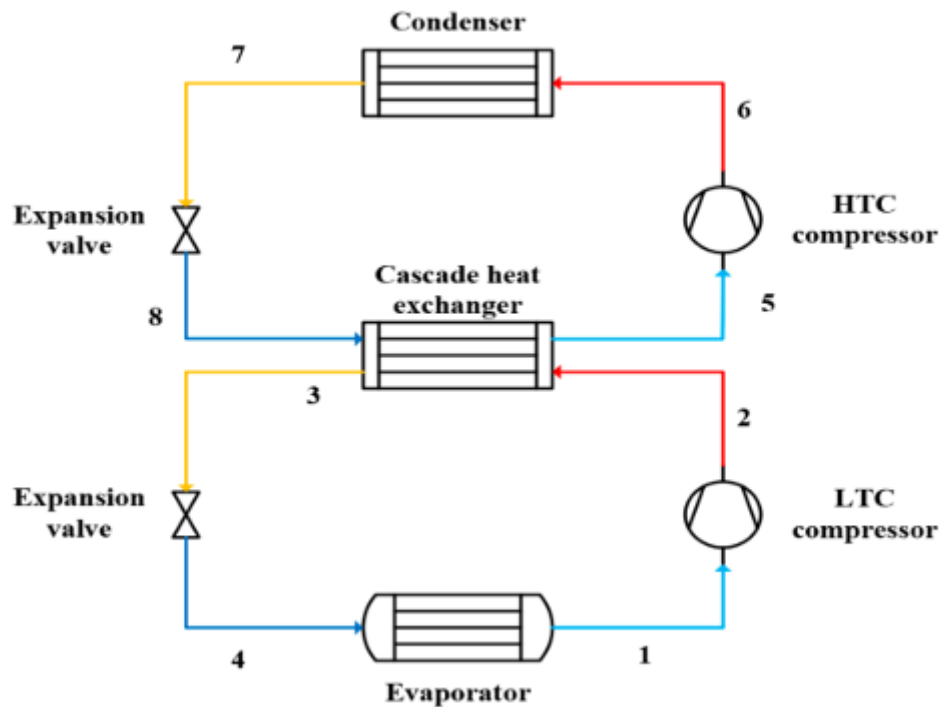


**Gambar I.11** *Multi-Stage Refrigeration System*

#### **I.2.4.2 Cascade Refrigeration System – CRS**

*Cascade refrigeration system* terdiri dari dua siklus terpisah *high-temperature circuit* (HTC) dan *low-temperature circuit* (LTC) yang saling berinteraksi melalui *heat exchanger cascade* (CHX). Pendekatan ini memungkinkan pemilihan refrigeran yang sesuai untuk setiap rentang suhu: misalnya R717 (ammonia) pada HTC dan R744 ( $\text{CO}_2$ ) atau hidrokarbon (mis. R290) pada LTC. Keunggulan teknis CRS meliputi operasi pada tekanan positif di sisi evaporator LTC (menghindari vakum), kapasitas pendinginan volumetrik yang tinggi, dan isolasi refrigeran berisiko (flamabilitas/toisitas) ke ruang mesin sehingga meningkatkan aspek keselamatan di area proses. CRS menunjukkan performa energetik yang lebih menguntungkan pada rentang suhu  $-40$  hingga  $-70^{\circ}\text{C}$  (dengan COP tipikal mendekati  $\sim 1.8$ – $1.9$  tergantung kombinasi refrigeran dan kondisi

kondensasi), serta fleksibilitas dalam optimasi kondensor/evaporator kedua siklus secara independen. Kendala yang harus dipertimbangkan termasuk pengaruh titik tripel CO<sub>2</sub> ( $\sim -56.6$  °C) pada desain evaporator bila menggunakan R744 di LTC, kebutuhan  $\Delta T$  desain pada CHX (mis. asumsi 5 K pada studi), dan kompleksitas investasi/operasional yang lebih tinggi dibandingkan satu-siklus.

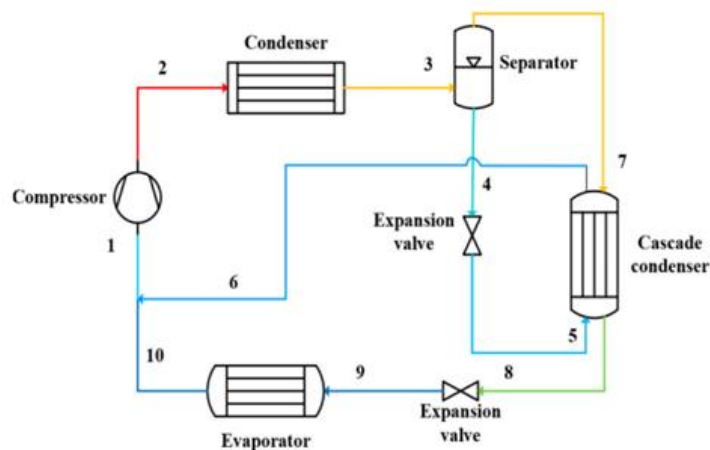


**Gambar I.12** *Cascade Refrigeration System*

#### **I.2.4.3 Auto-Cascade Refrigeration System (ACR)**

*Auto-cascade* memanfaatkan campuran refrigeran dengan perbedaan titik didih sehingga satu kompresor dapat memproduksi beberapa level tekanan/temperatur melalui pemisahan fase di kondensor dan separator; konfigurasi ini mampu mencapai suhu sangat rendah (hingga  $-80$  °C dan lebih rendah dalam desain tertentu) dengan rasio tekanan yang bervariasi (laporan literatur menyebutkan kisaran  $\sim 5$ – $21$ ). Keuntungan utama ACR adalah kesederhanaan mekanis (satu kompresor) dan potensi pengurangan CAPEX untuk kapasitas kecil hingga menengah. Namun, ACR menimbulkan persoalan teknis yang signifikan: komposisi campuran sensitif terhadap kebocoran dan perubahan fraksional selama operasi (mengubah sifat termofisika), pemisahan fase di kondensor tidak pernah

sempurna sehingga memerlukan desain separator yang presisi, dan rasio tekanan/temperatur keluaran kompresor cenderung tinggi sehingga menuntut pemilihan kompresor yang mampu. Oleh karena itu, ACR lebih cocok bila target suhu sangat ekstrem diperlukan dan manajemen campuran serta kontrol proses dapat dijamin; untuk aplikasi pencairan ammonia hasil reaktor, ACR dapat dipertimbangkan hanya apabila keuntungan termal dan ekonomisnya melebihi risiko perubahan komposisi dan kompleksitas kontrol.



**Gambar I.13** *Auto-Cascade Refrigeration System*

(Saeed et al., 2023)

Berikut adalah tabel perbandingan tiga metode sistem refrigerasi utama yang dibahas dalam jurnal untuk aplikasi suhu ultra-rendah (ULT)

**Tabel I.7** Tabel Perbandingan *Refrigeration System*

| Jenis Sistem                          | MRS            | CRS                             | ACR                                       |
|---------------------------------------|----------------|---------------------------------|-------------------------------------------|
| <b>Refrigeran Utama<br/>(HTC)</b>     | R717 (Ammonia) | R717 / R744 atau<br>R717 / R290 | Campuran<br>R290/R600a atau<br>R1150/R290 |
| <b>Refrigeran Pendukung<br/>(LTC)</b> | —              | R744 / R170                     | —                                         |
| <b>Rentang Suhu Operasi<br/>(°C)</b>  | −35 s.d. −40   | −40 s.d. −70                    | −50 s.d. −80                              |
| <b>COP Rata-rata</b>                  | 1.5–1.7        | 1.8–2.0                         | 1.3–1.6                                   |
| <b>Tekanan Operasi</b>                | Sub-atmosferik | Positif                         | Positif                                   |

| Kompleksitas | Sedang                                      | Tinggi                        | Rendah                                |
|--------------|---------------------------------------------|-------------------------------|---------------------------------------|
| Keterangan   | Risiko udara masuk, <i>discharge</i> tinggi | Efisien, aman, umum digunakan | Struktur sederhana, campuran sensitif |

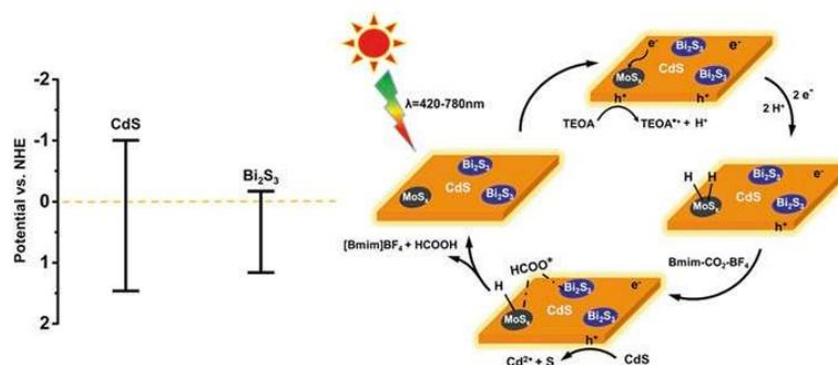
Dari hasil perbandingan tabel di atas, proses refrigerasi amonia terpilih adalah *Cascade Refrigeration System*. Hal tersebut dikarenakan perbedaan suhu operasi dengan titik embun amonia tidak terlalu jauh, sehingga energi dapat secara efisien digunakan. Kemudian pertimbangan lain adalah refrigeran seperti R717 dan R744 yang lebih terjangkau dan mudah ditemukan di pasaran.

### I.2.5 Teknologi dan Seleksi Proses Produksi Asam Formiat

Asam formiat ( $\text{HCOOH}$ ) merupakan salah satu produk turunan yang dapat dihasilkan dari gas karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ), yang merupakan gas buangan dari proses produksi hidrogen pada pabrik amonia. Konversi  $\text{CO}_2$  menjadi asam formiat tidak hanya berfungsi untuk memanfaatkan produk samping, tetapi juga sejalan dengan upaya mitigasi emisi gas rumah kaca. Berdasarkan studi literatur, terdapat beberapa metode utama untuk sintesis asam formiat melalui hidrogenasi atau reduksi  $\text{CO}_2$ , di antaranya adalah metode fotokatalitik, elektrokatalitik, dan metode katalitik lainnya.

#### I.2.5.1 Metode Konversi Fotokatalitik

Konversi fotokatalitik adalah proses reduksi  $\text{CO}_2$  menjadi asam formiat dengan bantuan energi cahaya (foton), umumnya dari sinar matahari, dan sebuah katalis semikonduktor yang disebut fotokatalis. Prinsip kerjanya adalah ketika fotokatalis menyerap energi cahaya, elektron di dalamnya akan tereksitasi dan menciptakan pasangan elektron-lubang (*electron-hole*). Elektron inilah yang kemudian akan mereduksi molekul  $\text{CO}_2$  menjadi asam formiat.

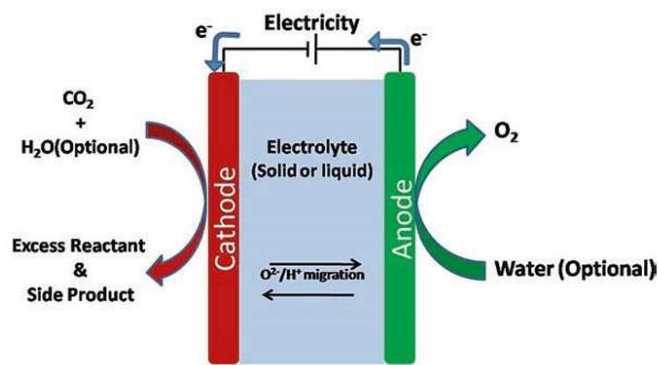


**Gambar I.14** Metode Sintesis Asam Format Konversi Fotokatalitik

Beberapa penelitian telah mengembangkan berbagai jenis fotokatalis untuk meningkatkan efisiensi proses ini: Berbasis Titanium Dioksida ( $\text{TiO}_2$ ): Material  $\text{TiO}_2$  yang disangga oleh *multi-walled carbon nanotube* (MWCNT) terbukti dapat meningkatkan aktivitas fotokatalitik dengan mengurangi laju rekombinasi pasangan elektron-lubang. Berbasis Logam Sulfida: Nanokristal *zinc sulfide* ( $\text{ZnS}$ ) menunjukkan selektivitas yang baik untuk produksi  $\text{HCOO}^-$ . Selain itu, material komposit *ternary metal chalcogenides* dari Molibdenum, Bismut, dan Kadmium (Mo-Bi-Cd) mampu menghasilkan asam formiat dengan laju pembentukan mencapai  $208 \mu\text{mol g}^{-1}\text{h}^{-1}$  dengan efisiensi faradaic 72%. Kompleks Logam: Kompleks bimetal Rutenium(II)-Rhenium(I) ( $\text{RuReCl}$ ) dapat berfungsi sebagai fotokatalis untuk reduksi  $\text{CO}_2$  di dalam sistem berair, dengan  $\text{HCOOH}$  sebagai produk utamanya dan selektivitas mencapai 83%.

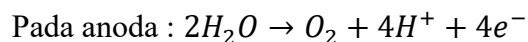
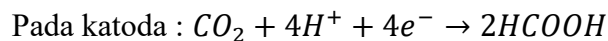
#### I.2.5.2 Metode Konversi Elektrokatalitik

Metode elektrokatalitik atau elektrokimia mereduksi  $\text{CO}_2$  dalam sebuah sel elektrolitik yang terdiri dari katoda, anoda, dan elektrolit. Pada proses ini, gas  $\text{CO}_2$  direduksi di permukaan katoda dengan bantuan energi listrik untuk menghasilkan asam formiat. Efisiensi dan selektivitas produk sangat bergantung pada material elektroda (katalis) yang digunakan.



**Gambar I.15** Metode Sintesis Asam Format Konversi Elektrokatalitik

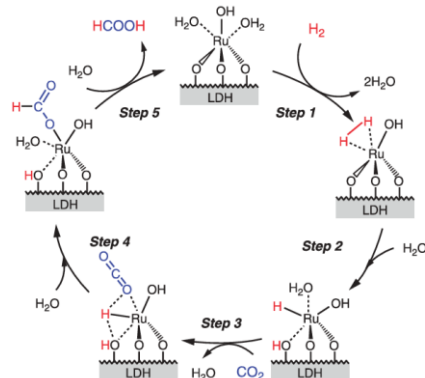
Reaksi yang ada pada katoda dan anoda adalah sebagai berikut:



Beberapa material yang telah diteliti sebagai elektrokatalis meliputi: Berbasis Timah (Sn): Nanokristal timah oksida ( $\text{SnO}_2$ ) yang disangga oleh grafena menunjukkan kinerja yang sangat baik. Katalis ini mampu mencapai efisiensi faradaic hingga 93% untuk produksi asam formiat dengan densitas arus lebih dari  $10 \text{ mA/cm}^2$ . Berbasis Paladium (Pd): Katalis paladium yang didukung karbon (Pd/C) menunjukkan aktivitas massa yang tinggi dalam larutan bikarbonat. Kombinasi Paladium dan Platinum ( $\text{Pd}_{70}\text{Pt}_{30}/\text{C}$ ) bahkan dapat mencapai efisiensi faradaic 88% dengan densitas arus rata-rata  $\sim 5 \text{ mA/cm}^2$ . Berbasis Indium (In): Elektroda indium yang dianodisasi terbukti stabil untuk produksi format dalam jangka waktu yang lama, bahkan pada overpotensial yang sangat rendah.

### **I.2.5.3 Metode Katalitik Langsung (Hidrogenasi Termokimia)**

Metode ini merupakan rute sintesis yang lebih konvensional, di mana  $\text{CO}_2$  direaksikan langsung dengan hidrogen ( $\text{H}_2$ ) pada kondisi tekanan dan suhu tertentu dengan adanya katalis homogen atau heterogen. Metode ini pertama kali dicanangkan pada tahun 1935 menggunakan katalis Raney nickel pada tekanan 20-40 MPa dan suhu 353-423 K. Sejak saat itu, banyak pengembangan dilakukan untuk mencari katalis yang lebih aktif pada kondisi yang lebih ringan.



**Gambar I.16** Metode Sintesis Asam Format Katalitik Langsung

Beberapa sistem katalis yang signifikan antara lain: Kompleks Rhodium (Rh): Kompleks Rhodium dengan ligan fosfin telah diteliti untuk mereduksi CO<sub>2</sub> di dalam larutan DMSO/NEt<sub>3</sub>, di mana asam formiat terbentuk melalui insersi CO<sub>2</sub> ke dalam ikatan Rh-H. Kompleks Rutenium (Ru): Berbagai katalis berbasis Rutenium menunjukkan aktivitas yang sangat tinggi. Katalis Ru yang terikat pada *layered double hydroxides* (LDH) mampu menyerap CO<sub>2</sub> secara efektif di dekat pusat aktif Ru, sehingga meningkatkan laju hidrogenasi pada tekanan rendah. Sistem katalis cis-[Ru(dppm)<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>] dalam sistem dua fasa cair (air dan *methyl isobutyl carbinol*) bahkan mampu mencapai *Turnover Frequency* (TOF) hingga 180.000 jam<sup>-1</sup>. Katalis berbasis Tembaga (Cu): Katalis Cu/CuCr<sub>2</sub>O<sub>4</sub> menunjukkan konversi CO<sub>2</sub> sebesar 14.6% dengan selektivitas terhadap HCOOH mencapai 87.8% pada suhu 140°C dan tekanan 30 bar.

(Asiri & Lichtfouse, 2020)

Tabel berikut merangkum perbandingan antara ketiga metode yang telah dijelaskan sebelumnya untuk mempermudah analisis dalam penentuan proses terpilih.

**Tabel I.8** Perbandingan Metode Sintesis Asam Formiat

| Kriteria            | Metode Fotokatalitik     | Metode Elektrokatalitik | Metode Katalitik Langsung (Termokimia) |
|---------------------|--------------------------|-------------------------|----------------------------------------|
| Sumber Energi Utama | Energi Cahaya (Matahari) | Energi Listrik          | Energi Panas (Termal) & Tekanan        |

|                      |                                                                                                      |                                                                                          |                                                                                                                                   |
|----------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Kondisi Operasi      | Umumnya suhu dan tekanan ambien                                                                      | Suhu dan tekanan ambien, memerlukan potensial listrik spesifik                           | Umumnya suhu dan tekanan tinggi (misal: 30-400 bar, 60-140°C)                                                                     |
| Bahan Baku Utama     | CO <sub>2</sub> , Air, Electron Donor (misal: TEOA)                                                  | CO <sub>2</sub> , Air/Elektrolit                                                         | CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub>                                                                                                  |
| Contoh Katalis       | Semikonduktor (TiO <sub>2</sub> , ZnS, Mo-Bi-Cd), Kompleks Logam (Ru-Re)                             | Logam (Sn, Pd, In, Cu), Oksida Logam (SnO <sub>2</sub> )                                 | Kompleks Logam Mulia (Ru, Rh), Logam Transisi (Ni, Cu)                                                                            |
| Selektivitas / Yield | Cukup tinggi (misal: Selektivitas >99% untuk CaTaO <sub>2</sub> N; 83% untuk RuReCl )                | Sangat tinggi (misal: Efisiensi Faradaic 93% untuk SnO <sub>2</sub> ; 88% untuk PdPt/C ) | Tinggi (misal: Selektivitas 87.8% untuk Cu/CuCr <sub>2</sub> O <sub>4</sub> )                                                     |
| Potensi Keunggulan   | Menggunakan energi terbarukan (matahari), ramah lingkungan                                           | Dapat beroperasi pada kondisi ringan, efisiensi konversi tinggi, kontrol proses mudah    | Produktivitas tinggi (skala industri), teknologi lebih matang (mature)                                                            |
| Potensi Kelemahan    | Laju reaksi relatif rendah (sering dalam skala $\mu$ mol), efisiensi kuantum seringkali masih rendah | Membutuhkan input energi listrik yang besar, deaktivasi elektroda                        | Membutuhkan H <sub>2</sub> bertekanan tinggi, kondisi operasi ekstrem (suhu & tekanan tinggi), biaya investasi dan operasi tinggi |

Dari hasil perbandingan setiap teknologi sintesis asam formiat, teknologi dengan katalitik langsung dipilih menjadi teknologi yang akan digunakan dalam produksi. Hal tersebut menyangkut produktivitas dan konversi yang lebih tinggi, serta proses yang sudah diaplikasikan pada industri yang ada di dunia.

## BAB II

### TINJAUAN PUSTAKA

#### II.1 Bahan Baku yang Digunakan

Bahan baku utama pada pabrik ammonia biru adalah gas alam yang nantinya akan di-*reforming* sehingga menjadi gas  $H_2$ ,  $CO$ , dan  $CO_2$ . Bahan baku gas alam tersebut berasal dari sumur Bintuni yang perlu dilakukan *gas sweetening* untuk menghilangkan kandungan senyawa sulfur sehingga tidak menjadi racun bagi katalis. Selain itu, diperlukan bahan baku oksigen dan nitrogen murni yang digunakan untuk proses produksi hidrogen dan juga sintesis produk utama yakni amonia.

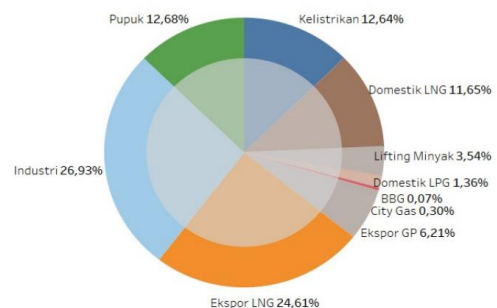
#### II.2 Ketersediaan Bahan Baku

Amonia Biru diproduksi dengan mengambil unsur hidrogen dari gas alam melalui proses *steam methane reforming*. Negara Republik Indonesia kaya akan cadangan gas alam dan dapat menjadi sumber umpan yang baik untuk produksi Amonia Biru.



(a)

Persentase Pemanfaatan Gas Bumi  
Natural Gas Utilization Percentage



(b)

**Gambar II.1** Nilai (a) potensi cadangan gas bumi dan (b) persentase pemanfaatan gas bumi di Indonesia (Kementrian ESDM, 2025)

Berdasarkan data tahun 2024, Indonesia memiliki cadangan gas bumi yang signifikan, yaitu sebesar 54.762,2 BSCF. Potensi ini mendukung pemanfaatan gas alam sebagai bahan umpan utama dalam berbagai sektor industri. Dari segi utilisasi, pemanfaatan gas bumi didominasi oleh kebutuhan industri dengan persentase sebesar 26,93%, diikuti oleh ekspor *Liquefied Natural Gas* (LNG) sebesar 24,61%, dan sektor pupuk sebesar 12,68%. Data ini menunjukkan bahwa gas alam telah menjadi sumber daya strategis, baik untuk

memenuhi kebutuhan domestik maupun ekspor. Kebutuhan gas di sektor pupuk sangat relevan dalam konteks produksi amonia, mengingat amonia merupakan produk antara utama dalam pembuatan pupuk.

## II.3 Ketersediaan Produk

### II.3.1 Ketersediaan Produk Amonia

Dalam produksi amonia, Indonesia memiliki potensi besar dan keunggulan strategis demi mendukung industri tersebut. Faktor utama seperti kekayaan gas alam yang melimpah menjadi sumber bahan baku utama untuk dimanfaatkan menjadi produk amonia. Memanfaatkan potensi besar ini, sejumlah perusahaan telah beroperasi secara aktif dan membangun fasilitas produksi di berbagai wilayah di Indonesia. Perusahaan-perusahaan ini tidak hanya memenuhi kebutuhan domestik, terutama untuk industri pupuk, tetapi juga berkontribusi pada pasar ekspor.

**Tabel II.1** Perusahaan Produsen Amonia di Indonesia

| <b>Nama Perusahaan</b>         | <b>Lokasi</b> | <b>Kegiatan Produksi<br/>(ton/tahun)</b> | <b>Jumlah Unit</b> |
|--------------------------------|---------------|------------------------------------------|--------------------|
| PT. Pupuk Iskandar Muda        | Aceh          | 759.000                                  | 2                  |
| PT. Pupuk Kalimantan Timur     | Bontang       | 2.739.000                                | 5                  |
| PT. Pupuk Sriwidjaja Palembang | Palembang     | 1.831.000                                | 6                  |
| PT. Pupuk Kujang               | Cikampek      | 660.000                                  | 2                  |
| PT. Petrokimia Gresik          | Gresik        | 1.105.000                                | 2                  |
| PT. Kaltim Parna Industri      | Bontang       | 40.000                                   | 1                  |
| PT. Surya Esa Perkasa Tbk      | Banggai       | 660.000                                  | 1                  |
| PT. Panca Amara Utama          | Luwuk         | 700.000                                  | 1                  |
| PT. Kaltim Nitrate Indonesia   | Bontang       | 300.000                                  | 1                  |
| PT. Hutama Harapan Gemilang    | Jawa Timur    | 320.000                                  | 1                  |

### II.3.2 Ketersediaan Produk Samping Asam Format

Asam format merupakan bahan penting bagi industri seperti koagulasi karet, tekstil, dan penyamakan kulit. Saat ini Asam Format hanya diproduksi oleh satu produsen utama, yakni PT Sintas Kurama Perdana. Perusahaan ini menerapkan teknologi hidrolisis metil format dengan kapasitas produksi 11.000 ton/tahun. Proses tersebut secara teknis menghasilkan metanol sebagai produk samping, namun metanol tersebut tidak dilepas atau dijual ke pasar. Sebaliknya, metanol langsung didaur ulang sepenuhnya ke dalam reaktor sebagai bahan baku baru, sehingga proses ini berjalan dalam sistem tertutup (*closed-loop*) dengan minim limbah. Oleh karena itu, hampir tidak terdapat produk samping komersial yang signifikan dari produksi asam format domestik di Indonesia.

### II.4 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku utama yang krusial dalam proses produksi amonia pada perancangan pabrik ini adalah gas alam. Pemilihan sumber bahan baku ini didasarkan pada ketersediaannya yang melimpah dari ladang minyak yang lokasinya berdekatan dengan pabrik. Kedekatan geografis ini merupakan faktor strategis yang signifikan, karena dapat menekan biaya transportasi dan memastikan kontinuitas pasokan bahan baku, sehingga menunjang kelancaran operasional pabrik.

Gas alam yang diperoleh dari sumber tersebut bukanlah merupakan gas murni, melainkan sebuah campuran kompleks yang didominasi oleh senyawa hidrokarbon ringan serta mengandung beberapa senyawa non-hidrokarbon sebagai impuritas (pengotor). Komposisi rata-rata dari aliran gas alam ini telah dianalisis dan disajikan secara rinci pada Tabel II.2.

**Tabel II.2** Komposisi Aliran Umpan Gas Alam

| No | Komposisi | (fraksi mol) |
|----|-----------|--------------|
| 1  | Metana    | 0,9685       |
| 2  | Etana     | 0,0215       |
| 3  | Propana   | 0,005        |
| 4  | i-Butana  | 0,0009       |
| 5  | n-Butana  | 0,0011       |

|    |                  |        |
|----|------------------|--------|
| 6  | i-Pentana        | 0,0001 |
| 7  | n-Pentana        | 0      |
| 8  | Nitrogen         | 0,0029 |
| 9  | Oksigen          | 0      |
| 10 | CO <sub>2</sub>  | 0      |
| 11 | H <sub>2</sub> O | 0      |

Berdasarkan data, komponen dengan fraksi terbesar adalah metana (CH<sub>4</sub>), yang mencapai 96,85 % dari total komposisi. Metana merupakan komponen paling vital karena berfungsi sebagai sumber utama hidrogen (H<sub>2</sub>) setelah melalui proses *reforming*. Selain metana, terdapat pula senyawa hidrokarbon lainnya seperti etana (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>), propana (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>), dan hidrokarbon yang lebih berat (C<sub>4</sub>-C<sub>8</sub>), meskipun dalam konsentrasi yang jauh lebih rendah. Di samping itu, gas alam ini juga mengandung komponen non-hidrokarbon yang bersifat *inert* atau pengotor dalam jumlah yang cukup signifikan, yaitu nitrogen (N<sub>2</sub>) sebesar 0,29%.

**Tabel II.3** Komposisi Senyawa Inert atau Pengotor Gas Alam

| Komponen         | Komposisi |
|------------------|-----------|
| H <sub>2</sub> S | 20 ppm    |

Lebih lanjut, analisis menunjukkan adanya senyawa ikutan lain dalam konsentrasi renik (*trace*) yang berpotensi tinggi menjadi racun bagi katalis pada unit-unit operasi selanjutnya. Senyawa-senyawa ini, yang komposisinya dirincikan di bagian bawah, didominasi oleh senyawa sulfur seperti Hidrogen Sulfida (H<sub>2</sub>S) dan berbagai jenis Merkaptan (RSH). Kehadiran senyawa sulfur, bahkan dalam jumlah *parts per million* (ppm), sangat tidak dikehendaki karena dapat menyebabkan deaktivasi permanen pada katalis yang digunakan dalam proses *reforming* dan sintesis amonia. Oleh karena itu, keberadaan pengotor ini mengharuskan adanya unit pemurnian gas (*gas purification unit*) di tahap awal proses untuk menyingkirkan senyawa-senyawa berbahaya tersebut sebelum gas umpan dialirkan ke reaktor.

## II.5 Spesifikasi Produk

### II.5.1 Produk Ammonia

Produk utama adalah ammonia ( $\text{NH}_3$ ) yang dihasilkan dari sintesis ammonia metode haber-bosch. Ammonia merupakan senyawa yang digunakan untuk banyak keperluan dengan salah satu contohnya adalah bahan baku utama pupuk. Pada pengaplikasian tersebut, produk ammonia memiliki spesifikasi sesuai dengan ketetapan Badan Standarisasi Nasional (BSN) untuk memenuhi standar *commercial grade*. Amonia yang akan dihasilkan harus sesuai dengan parameter kandungan pada kode SNI 06-0045-2006. Keandalan dan konsistensi produk ini diperkuat oleh penerapan Sistem Manajemen Mutu SNI ISO 9001:2015 oleh produsen penghasil ammonia. Produk utama Ammonia yang dijual nantinya akan berada pada fasa cair dengna suhu  $-35\text{ }^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 bar.

**Tabel II.4** Parameter Standar Kualitas Amonia

| Uraian Parameter                    | Satuan | Persyaratan |
|-------------------------------------|--------|-------------|
| Kadar Ammonia sebagai $\text{NH}_3$ | % b/b  | Min 99,5%   |
| Kadar air                           | % b/b  | Maks 0,5    |
| Kadar minyak                        | ppm    | Maks 10,0   |

### II.5.2 Produk Samping

Produk dari hasil *carbon capture utilization* berupa  $\text{CO}_2$  akan disintesis kembali sehingga memiliki daya jual. Pada produksi produk samping ini digunakan proses hidrogenisasi  $\text{CO}_2$  untuk menyimpan hidrogen dalam bentuk asam formiat yang memiliki daya jual. Asam Formiat sering digunakan secara luas sebagai koagulan lateks di industry karet, sebagai pengawet dan agen antibakteri dalam industri pakan ternak, serta sebagai bahan kimia pemrosesan dalam industri tekstil. Standar utama yang menjadi acuan mutu asam formiat di Indonesia adalah SNI 2128:2013, dengan judul resmi "Asam formiat teknis".

**Tabel II.5** Parameter Standar Kualitas Asam Format

| Karakteristik                                         | Spesifikasi |
|-------------------------------------------------------|-------------|
| Total asam sebagai asam formiat<br>( $\text{HCOOH}$ ) | Min. 85%    |

|                           |             |
|---------------------------|-------------|
| Spesific Gravity (25 °C)  | 1,19 – 1,22 |
| <b>Komposisi Unsur</b>    |             |
| Klorida (Cl)              | < 20 mg/kg  |
| Sulfat (SO <sub>4</sub> ) | < 10 mg/kg  |
| Besi (Fe)                 | < 5 mg/kg   |
| Timbal (Pb)               | < 5 mg/kg   |

## II.6 Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi pabrik sangat diperlukan dalam perancangan desain pabrik agar segala bahan dan peralatan yang diperlukan dapat disesuaikan untuk mencapai kapasitas pabrik itu sendiri. Penentuan kapasitas pabrik ditentukan oleh empat aspek, yaitu jumlah produksi, konsumsi, ekspor, dan impor produk dari suatu pabrik. Data-data tersebut akan digunakan untuk melakukan perkiraan kebutuhan suatu produk di masa depan, dalam hal ini produk yang akan dihasilkan yaitu ammonia. Data yang digunakan adalah data konsumsi, produksi, ekspor dan impor di Indonesia berdasarkan laporan tahunan dari PT. Pupuk Indonesia dan *World Integrated Trade Solution* (WITS) pada tahun 2018 hingga 2023. Data-data didapat sebagai berikut,

**Tabel II.6** Data Produksi dan Konsumsi Amonia di Indonesia

| <b>Tahun</b>   | <b>Produksi<br/>(Ton)</b> | <b>Pertumbuhan<br/>Produksi (%)</b> | <b>Konsumsi<br/>(Ton)</b> | <b>Pertumbuhan<br/>Konsumsi (%)</b> |
|----------------|---------------------------|-------------------------------------|---------------------------|-------------------------------------|
| 2018           | 5.805.664                 | -                                   | 5.567.799                 | -                                   |
| 2019           | 5.906.382                 | 1,73%                               | 5.608.044                 | 0,72%                               |
| 2020           | 6.013.016                 | 1,81%                               | 5.608.318                 | 0,005%                              |
| 2021           | 6.149.670                 | 2,27%                               | 5.908.053                 | 5,34%                               |
| 2022           | 5.957.455                 | -3,13%                              | 5.821.879                 | -1,46%                              |
| 2023           | 5.941.798                 | -0,26%                              | 5.445.830                 | -6,46%                              |
| <b>Total</b>   |                           | <b>2,42%</b>                        |                           | <b>-1,85%</b>                       |
| <b>Average</b> |                           | <b>0,40%</b>                        |                           | <b>-0,31%</b>                       |

**Tabel II.7** Data Ekspor dan Impor Amonia di Indonesia

| <b>Tahun</b>   | <b>Ekspor<br/>(Ton)</b> | <b>Pertumbuhan<br/>Ekspor (%)</b> | <b>Impor (Ton)</b> | <b>Pertumbuhan<br/>Impor (%)</b> |
|----------------|-------------------------|-----------------------------------|--------------------|----------------------------------|
| 2018           | 1.395.560               | 0                                 | 21.578             | 0                                |
| 2019           | 1.792.830               | 28,47%                            | 12.304             | -42,98%                          |
| 2020           | 1.611.940               | -10,09%                           | 20.458             | 66,27%                           |
| 2021           | 1.790.380               | 11,07%                            | 38.100             | 86,24%                           |
| 2022           | 1.929.220               | 7,75%                             | 34.009             | -10,74%                          |
| 2023           | 1.795.080               | -6,95%                            | 38.319             | 12,67%                           |
| <b>Total</b>   |                         | <b>30,25%</b>                     |                    | <b>111,46%</b>                   |
| <b>Average</b> |                         | <b>5,04%</b>                      |                    | <b>18,58%</b>                    |

Pabrik akan dioperasikan pada tahun 2028, maka penentuan kapasitas produksi pabrik pada tahun 2028 akan dilakukan dengan perhitungan berdasarkan data produksi, konsumsi, ekspor, dan impor amonia pada tahun 2018-2023. Proyeksi tahun 2028 dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan pada buku “Plant Design and Economic for Chemical Engineering” oleh Max S. Peters dan Klaus D. Timmerhaus,

$$F = P(1 + i)^n$$

Keterangan dari persamaan di atas adalah sebagai berikut,

F = Jumlah amonia pada tahun 2028

P = Jumlah amonia pada tahun 2022

i = Pertumbuhan rata-rata pada tahun 2018-2023

n = Selisih waktu tahun 2023 dengan tahun 2028

Data proyeksi produksi, konsumsi, impor, dan ekspor amonia pada tahun 2028 yang telah dihitung dapat digunakan untuk menentukan kebutuhan amonia di Indonesia pada tahun 2028. Persamaan yang digunakan secara garis besar sebagai berikut,

$$Kebutuhan\ Amonia = (Konsumsi + Ekspor) - (Produksi + Impor)$$

Untuk melakukan perhitungan kebutuhan amonia pada tahun 2028, didasari oleh data proyeksi produksi, konsumsi, ekspor, dan impor pada tahun 2028 sebagai berikut.

**Tabel II.8** Tabel Perhitungan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor Amonia Tahun 2028

| Tahun | Produksi      | Konsumsi      | Ekspor        | Impor       |
|-------|---------------|---------------|---------------|-------------|
| 2028  | 6.103.356,515 | 5.715.250,552 | 2.591.468,278 | 94.536,6391 |

Jumlah kebutuhan amonia tahun 2028 sesuai hasil perhitungan adalah 2.108.825,68 Ton/Tahun. Dikarenakan telah banyak pabrik amonia di Indonesia maka kebutuhan produksi amonia pada tahun 2028 dikalikan faktor sebesar 0,6 sebagai berikut,

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Amonia Tahun 2028} &= 2.108.825,676 \times 0,6 \\ &= 1.265.295,406 \text{ Ton/Tahun} \end{aligned}$$

Selanjutnya akan ditinjau bagaimana kapasitas produksi pabrik amonia yang sudah berdiri di Indonesia sebagai berikut,

**Tabel II.9** Perusahaan Produsen Amonia di Indonesia

| No. | Nama Pabrik                         | Kapasitas (Ton/Tahun) |
|-----|-------------------------------------|-----------------------|
| 1   | PT. Kaltim Pasifik Ammonia          | 660.000               |
| 2   | PT. Pupuk Kujang                    | 330.000               |
| 3   | PT. Petrokimia Gresik               | 825.000               |
| 4   | PT. Kaltim Parna Industri           | 40.000                |
| 5   | PT. Surya Esa Perkasa Tbk           | 700.000               |
| 6   | PT. Pupuk Sriwidjaja                | 660.000               |
| 7   | PT. Pupuk Iskandar Muda             | 726.000               |
| 8   | PT. Hutama Harahap Gemilang         | 320.000               |
| 9   | PT. Mega Chemical Pratama           | 340.000               |
| 10  | PT. Kaltim Nitrate Indonesia        | 300.000               |
| 11  | PT. Kaltim Parna Industri           | 540.000               |
| 12  | PT. Panca Amara Utama               | 255.500               |
| 13  | PT. Petronas Chemical               | 766.500               |
| 14  | PT. Pupuk Kalimantan Timur Pabrik-5 | 850.000               |

Ditinjau dari berbagai kapasitas pabrik produksi amonia yang ada di Indonesia, pabrik yang memiliki kapasitas paling besar yaitu sebesar 850.000 Ton/Tahun yaitu di PT. Pupuk Kalimantan Timur Pabrik 5. Pertimbangan pembuatan pabrik amonia akan mengacu dari kapasitas terbesar pabrik yang sudah ada tersebut. Sehingga dapat ditentukan bahwa

pabrik amonia yang akan dibuat akan menggunakan kapasitas 850.000 Ton/Tahun dengan waktu operasi pabrik selama 24 jam/hari dengan 330 hari kerja/tahun. Sehingga pabrik amonia yang akan dibangun akan menghasilkan 2.575,758 ton urea dalam sehari. Pabrik yang akan dibangun ini memiliki persentase sebagai berikut terhadap kebutuhan amonia di tahun 2028,

$$\begin{aligned} \text{Pemenuhan Kebutuhan Amonia di Tahun 2028 (\%)} &= \frac{850.000}{1.265.295,41} \times 100\% \\ &= 67,2\% \end{aligned}$$

Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik yang dibangun akan memenuhi kebutuhan amonia di Indonesia sebesar 67,2 % dari total kebutuhan amonia di Indonesia pada tahun 2028 dengan metode produksi amonia biru (*blue ammonia*).

## II.7 Lokasi dan Ketersediaan Utilitas

Pemilihan lokasi geografis pabrik adalah keputusan krusial yang sangat memengaruhi keberlanjutan dan keunggulan kompetitif sebuah perusahaan. Lokasi strategis menentukan efisiensi proses produksi hingga kelancaran distribusi produk, yang pada gilirannya berdampak pada aspek ekonomi seperti biaya bahan baku, operasional, dan harga jual produk. Menurut Kusnarjo (2010), ada dua kategori faktor yang menentukan kelayakan ekonomi sebuah pabrik. Faktor utama meliputi akses terhadap bahan baku, utilitas, kondisi geografis, komunitas sekitar, dan pemasaran. Di sisi lain, faktor khusus mencakup ketersediaan tenaga kerja, sarana transportasi, penanganan limbah pabrik, sistem pembuangan limbah, karakteristik lahan, serta kepatuhan terhadap peraturan perundang-undangan. Ketersediaan bahan baku, utilitas yang memadai, ketersediaan lahan, ketersediaan tenaga kerja, dan fasilitas transportasi juga menjadi hal penting dalam pemilihan lokasi pabrik.

Pabrik ammonia ini berfokus pada ammonia yang terkhusus untuk kebutuhan bahan baku pada industri serta memenuhi komoditas di dalam negeri maupun ekspor ke luar negeri. Oleh karena itu, fasilitas transportasi yang mudah dijangkau untuk melakukan pengiriman menjadi urgensi yang sangat penting. Selain itu, ketersediaan bahan baku gas alam yang melimpah dan ketersediaan lahan menjadi pertimbangan yang perlu diperhatikan. Berdasarkan pertimbangan akan aspek-aspek tersebut, lokasi akhir pemilihan pabrik akan dikerucutkan menjadi 3 tempat yakni Kawasan Industri Ciwandan, Kota Cilegon; Kaltim Industrial Estate (KIE), Kota Bontang, dan Teluk Bintuni Papua Barat. Untuk penentuan

Keputusan dalam pemilihan lokasi dengan lebih tepat, dilakukan metode AHP (*analytical hierarchy process*).

### II.7.1 Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi untuk pabrik ammonia akan mempengaruhi biaya operasi untuk mendapatkan bahan baku gas alam. Lokasi yang dipertimbangkan harus berada di dekat jalur pipa gas alam yang sesuai dengan kebutuhan gas alam per harinya. Jaringan pipa gas alam milik negara maupun swasta terdiri dari berbagai ukuran pipa yang terhubung dalam jaringan yang kompleks yang mencakup pipa utama yang besar hingga pipa cabang yang terhubung ke konsumen. Sehingga dengan pemilihan lokasi pabrik yang terletak di kawasan industri akses untuk mendapatkan bahan baku dari jaringan pipa gas alam sangatlah memungkinkan.

| <b>Nama Lokasi</b>       | <b>Sumber Gas</b>             | <b>Ketersediaan Gas Alam (MMSCFD)</b>       |
|--------------------------|-------------------------------|---------------------------------------------|
| <b>Ciwandan, Cilegon</b> | Pipa Transmisi SSWJ           | <b>SSWJ : <math>\pm 1.000</math> MMSCFD</b> |
| <b>KIE, Bontang</b>      | Blok Mahakam (Offshore)       | <b><math>\pm 550</math> MMSCFD</b>          |
| <b>Teluk Bintuni</b>     | Tangguh LNG (Train 1, 2, & 3) | <b><math>\pm 1.700</math> MMSCFD</b>        |

Dikarenakan bahan baku diambil dari jaringan pipa gas alam, ketiga lokasi memiliki akses yang mudah dalam perolehan bahan baku. Berikut merupakan jarak pasokan gas alam yang berasal dari jaringan pipa gas alam yang tersedia pada daerah tersebut.

| <b>Lokasi Pabrik</b>                                 | <b>Jarak Pipa</b>                |
|------------------------------------------------------|----------------------------------|
| Kawasan Industri Ciwandan, Cilegon                   | Stasiun Gas Bojonegara (10,5 km) |
| Kawasan <i>Kaltim Industrial Estate</i> ,<br>Bontang | Kawasan Industri (4 km)          |
| Teluk Bintuni, Papua Barat                           | Tangguh LNG (2,1 km)             |

Berdasarkan proses AHP yang sudah dilakukan, parameter ketersediaan bahan baku memiliki presentase 18,8%. Hal ini menunjukkan bahwa ketersediaan bahan baku menjadi salah satu parameter penting dalam penentuan lokasi pabrik.

## II.7.2 Ketersediaan Lahan

Pabrik ammonia ini dibangun untuk mendapat sumber bahan baku utama dan bahan bakar energi utama berasal dari gas alam. Lahan yang luas akan menjadi keuntungan bagi lokasi pabrik karena dapat menunjang kebutuhan lahan untuk *Carbon Capture Utilization* yang menghasilkan produk samping berupa Asam Formiat. Letak geografis dengan ukuran setiap lahan di daerah industri kota Cilegon, KIE kota Bontang, dan Teluk Bintuni, Papua Barat dicantumkan pada gambar II.2, II.3, dan II.4.



**Gambar II.2** Lokasi Pabrik di Kawasan Industri Ciwandan, Cilegon, Jawa Barat



**Gambar II.3** Lokasi Pabrik di Kawasan Kaltim Industrial Estate, Bontang, Kalimantan Timur



**Gambar II.4** Lokasi Pabrik di Kawasan Teluk Bintuni, Papua Barat

Dalam penentuan lahan pabrik menggunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP), salah satu konsiderasi krusial adalah harga lahan per meter persegi, di mana terdapat perbedaan signifikan antara tiga lokasi kandidat. Kawasan Industri Ciwandan memiliki harga tertinggi sebesar Rp2.500.000,-/m<sup>2</sup>, diikuti oleh *Kaltim Industrial Estate* seharga Rp1.700.000,-/m<sup>2</sup>, sedangkan Teluk Bintuni menawarkan keunggulan kompetitif dengan harga terendah, yakni sekitar Rp500.000,-/m<sup>2</sup>.

### II.7.3 Lokasi Pemasaran

Penjualan produk ammonia yang dihasilkan dari hasil produksi pabrik ini akan difokuskan untuk memenuhi kebutuhan pasar domestik dan juga luar negeri. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan kebutuhan akan proses pada pabrik domestik dan juga meingkatkan ketahanan pangan yang ada di Indonesia. Menurut Kementrian ESDM, permintaan akan produksi ammonia yang ramah lingkungan akan meningkat pesat hingga 2060, meliputi ammonia biru dan ammonia hijau. Produk ammonia juga menjadi komoditas ekspor yang dapat dikirim ke negara lain apabila kebutuhan domestic ammonia di Indonesia telah terpenuhi. Maka dari itu, pembobotan suplai ke konsumen harus dikonsiderasi dengan letak lokasi berada dekat dengan fasilitas transportasi pelabuhan (untuk komoditas ekspor).

**Tabel II.10** Jarak Pelabuhan Antar Lokasi

| Lokasi Pabrik                      | Jarak Pelabuhan                                 |
|------------------------------------|-------------------------------------------------|
| Kawasan Industri Ciwandan, Cilegon | Pelabuhan PT Chandra Asri Pacific Tbk. (1,5 km) |

Kawasan *Kaltim Industrial Estate*,  
Bontang  
Teluk Bintuni, Papua Barat

Pelabuhan PT Pupuk Kalimantan  
Timur (4 km)  
Pelabuhan Tangguh LNG (2,1 km)

Dari tabel 2.7, Kawasan Industri Ciwandan, Cilegon memiliki keunggulan dari segi jarak menuju ke konsumen terdekat dan ke pelabuhan terdekat. Lokasi pabrik dengan konsumen menjadi faktor yang penting karena dapat mengurangi biaya transportasi dan kualitas produk dapat dijaga dengan lebih baik.

#### II.7.4 Ketersediaan Energi dan Utilitas

Operasi pabrik dan perkantoran di lokasi pabrik harus didukung dengan adanya sumber listrik yang memadai sehingga pekerjaan dalam pabrik dapat berjalan dengan baik. Selain itu ketersediaan utilitas seperti sumber air, listrik, dan suplai bahan baku sekunder (oksigen dan nitrogen). Ditinjau dari sumber energi (listrik), pabrik akan membangun sumber pembangkit listrik sendiri untuk menunjang kebutuhan utilitas listrik. Sumber listrik nantinya akan dihasilkan dari generator yang mengambil bahan bakar dari gas alam. Pabrik yang akan dibangun akan berdekatan dengan laut sehingga air yang digunakan untuk keperluan industri akan berasal dari air laut. Air laut yang diambil akan diolah terlebih dahulu sehingga dapat memenuhi kebutuhan air di industri seperti air proses, air umpan *boiler*, dan air pendingin. Konsiderasi berlanjut untuk kebutuhan suplai bahan baku sekunder (oksigen dan nitrogen) untuk menunjang umpan pada unit *Autothermal reforming* dan juga nitrogen yang akan dimasukkan ke dalam feed.

| Lokasi Pabrik                                | Supplier Oksigen dan Nitrogen         | Jarak  |
|----------------------------------------------|---------------------------------------|--------|
| Kawasan Industri Ciwandan,<br>Cilegon        | PT. Air Liquide Indonesia             | 1,6 km |
| Kawasan Kaltim Industrial Estate,<br>Bontang | PT. Samator Gas Industri -<br>Bontang | 500 m  |
| Teluk Bintuni, Papua Barat                   | -                                     | -      |

Dari tabel perbandingan, terlihat bahwa lokasi di Kawasan Industri Ciwandan dan Kaltim Industrial Estate sama-sama memiliki akses ke pemasok gas industri besar, yaitu PT. Air Liquide Indonesia dan PT. Samator Gas Industri. Namun, lokasi di Bontang

menunjukkan keunggulan logistik yang signifikan karena jarak ke supplier hanya 500 meter, jauh lebih dekat dibandingkan Cilegon yang berjarak 1,6 km. Sementara itu, untuk lokasi Teluk Bintuni, belum teridentifikasi adanya pemasok eksternal terdekat, yang mengindikasikan bahwa pemenuhan kebutuhan oksigen dan nitrogen di lokasi ini memerlukan strategi yang berbeda, seperti membangun fasilitas *Air Separation Unit* (ASU) mandiri.

## II.7.5 Ketersediaan Tenaga Kerja

Kelancaran operasional, efisiensi, dan kualitas produk sebuah pabrik sangat bergantung pada ketersediaan tenaga kerja yang memadai, menjadikannya sebuah faktor pertimbangan fundamental dalam pemilihan lokasi. Kriteria utama dalam analisis ini adalah ketersediaan tenaga kerja lokal dengan kualifikasi yang relevan serta dominasi populasi pada rentang usia produktif. Sesuai dengan UU Tenaga Kerja No. 13 Tahun 2003, yang mengkategorikan usia kerja antara 15 hingga 64 tahun, perbandingan data demografis untuk kota Bontang, Cilegon, dan Teluk Bintuni akan dipaparkan dalam Tabel 2.8 berikut sebagai disarm evaluasi.

**Tabel II.11** Data Jumlah dan Kualitas Penduduk Setiap Lokasi

| <b>Indikator</b>                                | <b>Kota Bontang</b>     | <b>Kota Cilegon</b>     | <b>Kab. Teluk Bintuni</b> |
|-------------------------------------------------|-------------------------|-------------------------|---------------------------|
| Total Populasi                                  | 189.940 jiwa (BPS 2023) | 470.378 jiwa (BPS 2023) | 91.064 jiwa (BPS 2024)    |
| Estimasi Angkatan Kerja Produktif (15-64 tahun) | 133.590 jiwa            | 328.136 jiwa            | 55.000 jiwa               |
| Indeks Pembangunan Manusia (IPM)                | Sangat Tinggi           | Tinggi                  | Sedang                    |
| Upah Minimum (UMK/UMP 2025)                     | Rp 3.780.012,66         | Rp 5.128.084,48         | Rp 3.615.000,00           |

Berdasarkan tabel perbandingan, Kota Cilegon jelas menawarkan kuantitas tenaga kerja terbesar dengan total populasi dan angkatan kerja produktif yang jauh melampaui dua lokasi lainnya, namun keunggulan ini diimbangi dengan Upah Minimum (UMK) tertinggi yang akan menjadi komponen biaya operasional. Di sisi lain, Kota Bontang menampilkan karakteristik yang sangat kompetitif; meskipun jumlah angkatan kerjanya lebih kecil dari Cilegon, Bontang unggul dari segi kualitas sumber daya manusia yang ditunjukkan oleh predikat Indeks Pembangunan Manusia (IPM) 'Sangat Tinggi' dan UMK yang lebih moderat. Sementara itu, Kabupaten Teluk Bintuni memberikan keuntungan dari segi biaya tenaga kerja terendah, namun dihadapkan pada tantangan signifikan terkait ketersediaan jumlah angkatan kerja yang paling sedikit dan tingkat IPM yang masih 'Sedang', yang mungkin memerlukan investasi tambahan untuk pelatihan atau mendatangkan tenaga kerja dari luar.

#### **II.7.6 Fasilitas Transportasi dan Aksesibilitas**

Transportasi dan akses pabrik memiliki dampak yang signifikan terhadap produktivitas pabrik, seperti transportasi produk, transportasi bahan baku, dan aksesibilitas para pekerja. Penentuan lokasi pabrik akan lebih menguntungkan jika didirikan dekat dengan jalan utama pada setiap daerah.

| <b>Lokasi Pabrik</b>                         | <b><i>Supplier</i> Oksigen dan Nitrogen</b>         | <b>Jarak</b>                    |
|----------------------------------------------|-----------------------------------------------------|---------------------------------|
| Kawasan Industri Ciwandan,<br>Cilegon        | Jalan Utama Nasional dan Jalan<br>Tol Merak-Jakarta | 0 km dan 17<br>km jalan<br>tol) |
| Kawasan Kaltim Industrial Estate,<br>Bontang | Jalan Provinsi Utama                                | 10 km                           |
| Teluk Bintuni, Papua Barat                   | Kota Besar Terdekat Manokwari                       | 290 Km                          |

Cilegon sangat unggul karena terhubung langsung dengan Tol Jakarta-Merak yang dapat memberikan akses ke seluruh daerah di Pulau Jawa. Kemudian, di kawasan industri sudah dirancang untuk lalu lintas alat berat. Bontang memiliki jalan yang terhubung dengan jalan Trans Kalimantan. Sedangkan, Teluk Bintuni masih perlu dilakukan pengempangan transportasi melalui jalan darat. Dari sini, ketergantungan pada transportasi laut akan sangat tinggi nantinya.

### II.7.7 Pemilihan Lokasi berdasarkan AHP

Merujuk pada Undang-Undang No. 3 Tahun 2014 Pasal 106 yang mewajibkan industri berlokasi di dalam kawasan industri, serta mempertimbangkan ketersediaan lahan kosong, maka pemilihan lokasi pabrik difokuskan pada dua alternatif utama: SIER dan JIPE. Sebagaimana telah diuraikan dalam sub-bab II.3.1–II.3.6, perbandingan awal antara kedua lokasi tersebut telah dilakukan, dan untuk mendapatkan keputusan yang lebih akurat serta terukur, langkah selanjutnya adalah melakukan pengujian *Analytical Hierarchy Process* (AHP) terhadap setiap parameter pemilihan yang relevan. Hasil pembobotan dari tiap parameter diperoleh sebagai berikut,

| Cat |                                  | Priority | Rank | (+)   | (-)   |
|-----|----------------------------------|----------|------|-------|-------|
| 1   | Luas Area Lahan                  | 23.4%    | 2    | 11.0% | 11.0% |
| 2   | Harga Lahan                      | 24.4%    | 1    | 10.3% | 10.3% |
| 3   | Kebijakan Pemerintah             | 20.0%    | 3    | 10.2% | 10.2% |
| 4   | Ketersediaan Energi dan Utilitas | 15.5%    | 4    | 8.4%  | 8.4%  |
| 5   | Lokasi Pemasaran                 | 5.8%     | 5    | 1.9%  | 1.9%  |
| 6   | Ketersediaan Bahan Baku          | 4.9%     | 6    | 2.3%  | 2.3%  |
| 7   | Ketersediaan Tenaga Kerja        | 3.1%     | 7    | 1.2%  | 1.2%  |
| 8   | Upah Tenaga Kerja                | 2.8%     | 8    | 1.1%  | 1.1%  |

**Gambar II.5** Hasil Pembobotan Seleksi Proses Pemilihan Lokasi

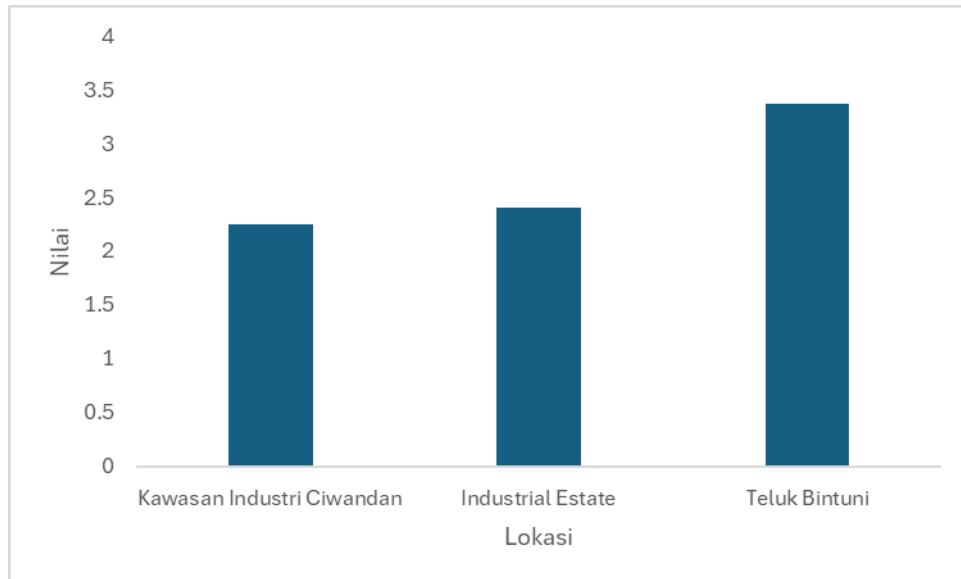
|   | 1    | 2    | 3    | 4    | 5    | 6    | 7    | 8    |
|---|------|------|------|------|------|------|------|------|
| 1 | 1    | 1.00 | 2.00 | 3.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 5.00 |
| 2 | 1.00 | 1    | 2.00 | 3.00 | 4.00 | 5.00 | 5.00 | 5.00 |
| 3 | 0.50 | 0.50 | 1    | 3.00 | 4.00 | 5.00 | 6.00 | 6.00 |
| 4 | 0.33 | 0.33 | 0.33 | 1    | 5.00 | 6.00 | 6.00 | 7.00 |
| 5 | 0.25 | 0.25 | 0.25 | 0.20 | 1    | 2.00 | 2.00 | 3.00 |
| 6 | 0.25 | 0.20 | 0.20 | 0.17 | 0.50 | 1    | 3.00 | 3.00 |
| 7 | 0.25 | 0.20 | 0.17 | 0.17 | 0.50 | 0.33 | 1    | 1.00 |
| 8 | 0.20 | 0.20 | 0.17 | 0.14 | 0.33 | 0.33 | 1.00 | 1    |

**Gambar II.6** Matriks Perbandingan Parameter Seleksi Proses Pemilihan Lokasi

Dalam analisis pemilihan lokasi pabrik menggunakan metode AHP, delapan parameter utama dievaluasi, meliputi luas area dan harga lahan, kebijakan pemerintah, jarak ke pusat kota, kemudahan akses, serta ketersediaan bahan baku dan tenaga kerja beserta tingkat upahnya. Dari seluruh parameter tersebut, prioritas utama diberikan pada tiga faktor kunci: luas dan harga lahan, yang esensial untuk rencana pembangunan panel surya; kebijakan pemerintah, yang berpengaruh langsung terhadap kemudahan perizinan; serta jarak ke lokasi pemasaran, yang menentukan efisiensi biaya transportasi dan keamanan distribusi produk. Berdasarkan prioritas ini, disusunlah matriks perbandingan (Tabel II.12) untuk menghitung nilai bobot setiap parameter (Tabel II.13), di mana hasil pembobotan ini divalidasi dengan nilai consistency index sebesar 3% yang menunjukkan konsistensi. Nilai bobot yang telah divalidasi ini kemudian digunakan untuk menentukan nilai akhir setiap alternatif lokasi, yang hasilnya disajikan pada Tabel II.14.

**Tabel II.12** Hasil AHP perhitungan bobot (*weights*) setiap parameter

| No                | Kategori                         | Prioritas | Kawasan Industri Ciwandan (I) | Kawasan Kaltim Industrial Estate (II) | Teluk Bintuni (III) | Skor Total |       |       |
|-------------------|----------------------------------|-----------|-------------------------------|---------------------------------------|---------------------|------------|-------|-------|
|                   |                                  |           |                               |                                       |                     | I          | II    | III   |
| 1                 | Luas Area Lahan                  | 0,025     | 3                             | 2                                     | 4                   | 0,702      | 0,468 | 0,936 |
| 2                 | Harga Lahan                      | 0,025     | 1                             | 3                                     | 4                   | 0,244      | 0,732 | 0,976 |
| 3                 | Kebijakan Pemerintah             | 0,20      | 2                             | 2                                     | 3                   | 0,4        | 0,4   | 0,6   |
| 4                 | Ketersediaan Energi dan Utilitas | 0,16      | 3                             | 2                                     | 2                   | 0,465      | 0,31  | 0,31  |
| 5                 | Lokasi Pemasaran                 | 0,06      | 4                             | 3                                     | 3                   | 0,232      | 0,174 | 0,174 |
| 6                 | Ketersediaan Bahan Baku          | 0,3       | 1                             | 3                                     | 4                   | 0,049      | 0,147 | 0,196 |
| 7                 | Ketersediaan Tenaga Kerja        | 0,03      | 4                             | 3                                     | 2                   | 0,124      | 0,093 | 0,062 |
| 8                 | Upah Tenaga Kerja                | 0,028     | 1                             | 3                                     | 4                   | 0,028      | 0,084 | 0,112 |
| <b>Skor Total</b> |                                  |           |                               |                                       |                     | 2,244      | 2,408 | 3,366 |



**Gambar II.7** Hasil nilai akhir pemilihan lokasi

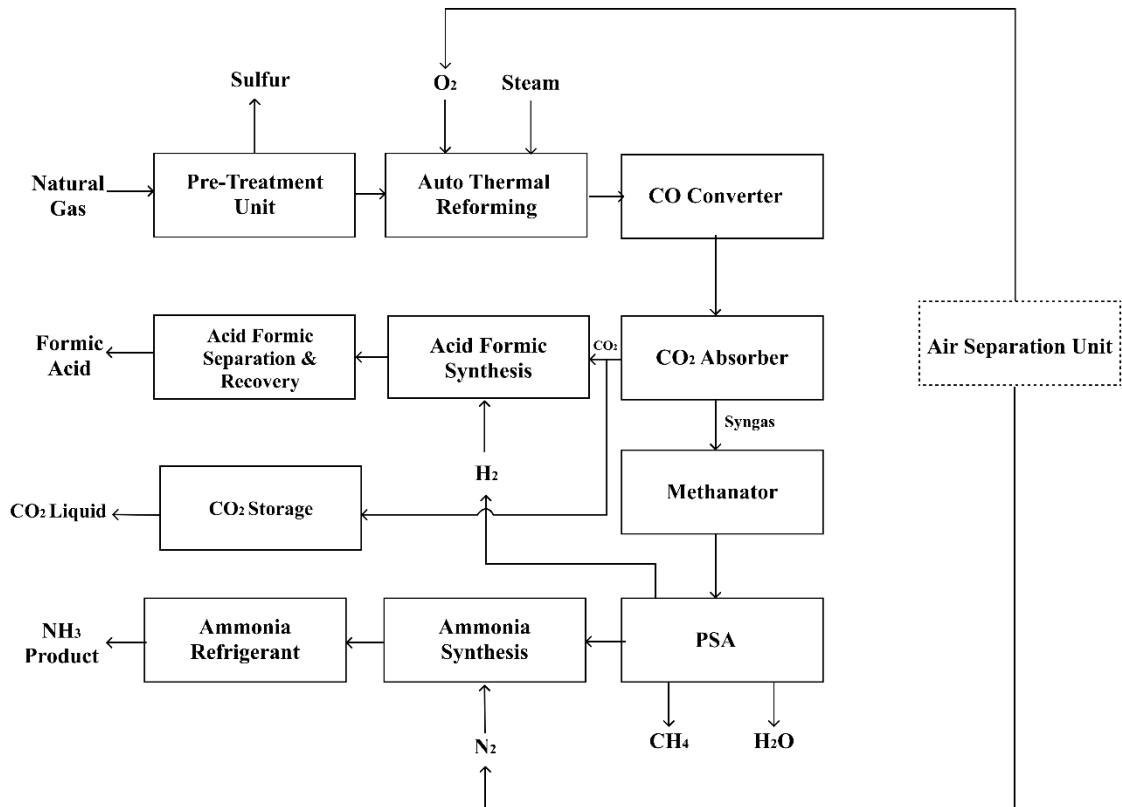
Berdasarkan pertimbangan yang telah dilakukan dengan mengutamakan ketersediaan bahan baku maka dapat dilihat hasil analisis menggunakan *Analytical Hierarchy Process* yang ditunjukkan pada tabel II.13, didapatkan bahwa Teluk Bintuni di Papua Barat memiliki nilai akhir 3,366. Maka dari itu, Teluk Bintuni akan menjadi lokasi pendirian pabrik Amonia berbasis CCU untuk produk Asam Formiat dengan nilai akhir paling tinggi dibandingkan dengan KIC dan KIE.

## BAB III

### URAIAN PROSES TERPILIH

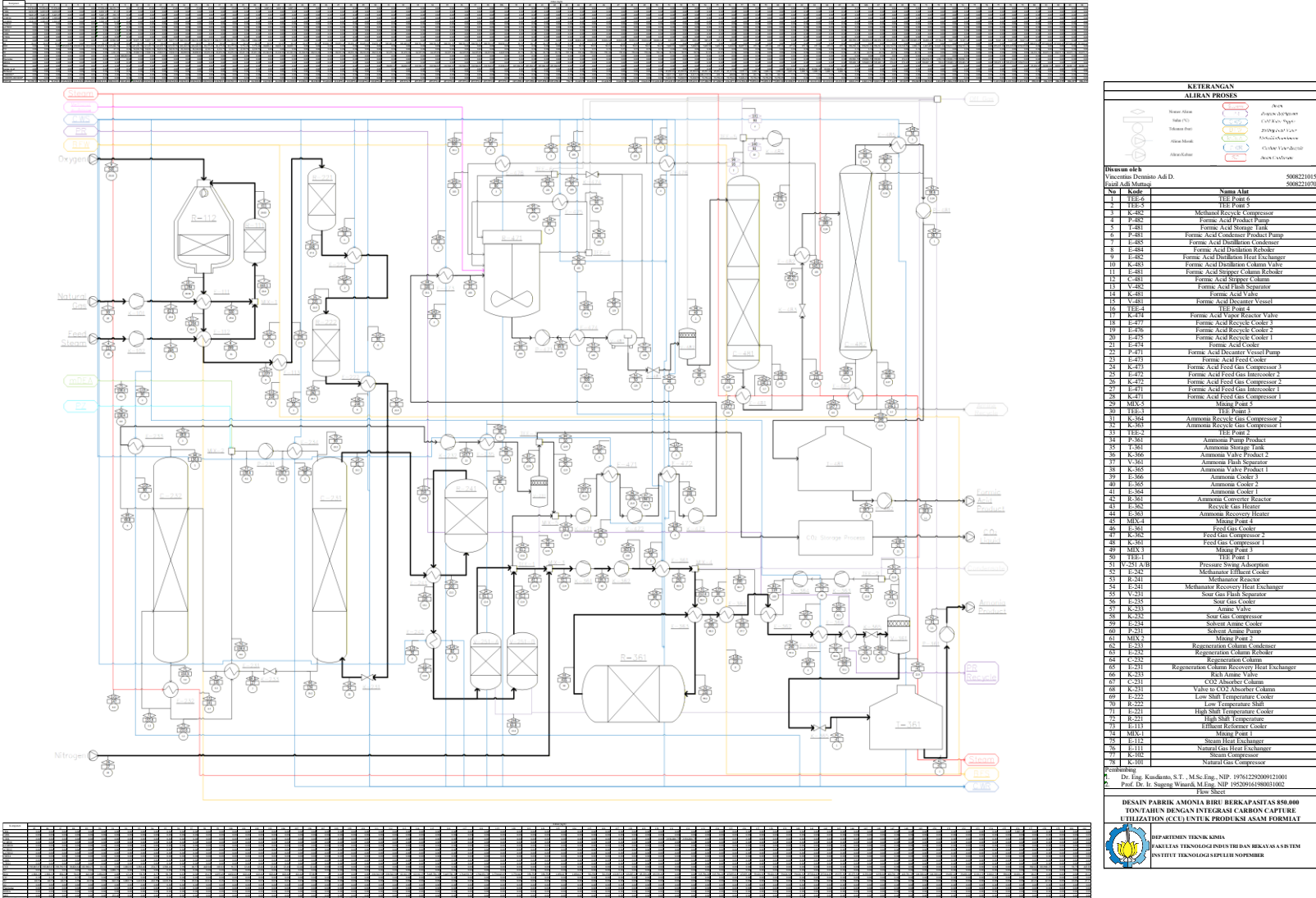
#### III.1 Diagram Balok Proses

Berikut merupakan diagram balok dari Desain Pabrik Amonia Biru Berkapasitas 850.000 Ton/Tahun dengan Integrasi *Carbon Capture Utilization* (CCU) untuk Produksi Asam Formiat,



Gambar III.1 Diagram Balok Proses Pab

III.2 Diagram Alir Proses

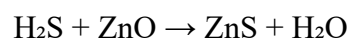


Gambar III.2 Diagram Alir Proses Pabrik

### III.3 Uraian Proses

#### III.3.1 *Pre-treatment* Natural Gas

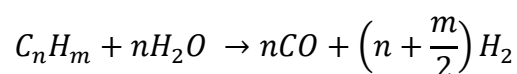
Pada tahap *Feed Gas Pre-Treatment* aliran gas alam (*natural gas*) terlebih dahulu menjalani serangkaian langkah untuk menjamin kualitas dan kondisi aliran sebelum masuk ke unit proses selanjutnya. Tahap yang pertama dilakukan adalah *condensate removal* gas dialirkan ke *gas dehydrator* (V-101) untuk menghilangkan kondensat bawaan. Kolom ini dioperasikan pada tekanan dan suhu yang sama dengan aliran umpan sehingga pelepasan cairan terjadi tanpa perubahan kondisi proses yang signifikan. Setelah bebas kondensat, aliran gas dikompresi menggunakan *feed gas compressor* (K-101), sebuah kompresor *single-stage centrifugal* yang digerakkan oleh turbin sehingga tekanan dinaikkan menjadi sekitar 29,44 bar, menyiapkan gas untuk kondisi operasional downstream. Selanjutnya dilakukan desulfurization untuk mengeliminasi senyawa sulfur (terutama H<sub>2</sub>S) yang bersifat toksik terhadap katalis dan korosif terhadap peralatan. Gas panas kemudian memasuki desulfurizer (V-101), sebuah packed bed reactor berisi adsorben seng oksida (ZnO) di mana H<sub>2</sub>S diserap dan direaksikan menjadi seng sulfida dan air menurut reaksi berikut,



Setelah langkah ini, gas keluar dengan kandungan sulfur yang sangat rendah yaitu mencapai kurang dari 0,1 ppmv total sulfur sehingga aman untuk dilewatkan ke unit katalitik berikutnya tanpa merusak katalis maupun menimbulkan korosi pada peralatan.

#### III.3.2 *Syn Gas Generation*

Aliran gas alam yang sudah dilakukan *pre-treatment* akan di masukkan ke dalam pre-reformer reactor (R-111) *Ni based catalyst* dengan kondisi aliran umpan gas alam sebesar 443,1 °C 29,44 bar dan *steam* sebesar 399 °C 31 bar. Untuk menjaga efisiensi panas, kondisi aliran umpan gas alam ini dapat diperoleh dengan mengontakkan aliran keluaran dari *Autothermal Reformer* (ATR) (R-112) yang memiliki suhu operasi 1.284 °C. Pada tahap ini aliran hidrokarbon rantai panjang seperti etana, propana, dan butana serta sebagian metana akan terurai dengan reaksi sebagai berikut,



Aliran keluaran akan berada pada kondisi 411 °C 29 bar dengan 30-40% methana (CH<sub>4</sub>) terkonversi menjadi karbon monoksida dan hidrogen serta seluruh hidrokarbon rantai panjang terkonversi sepenuhnya. Selanjutnya aliran ini akan memasuki autothermal reformer.

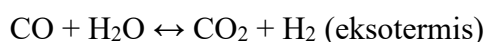
*Autothermal reformer* (ATR) pada skenario pabrik blue ammonia menerima gas hasil *pra-reforming* yang kemudian dicampur dengan oksigen dari *Air Separation Unit* (ASU) dan diproses dalam sebuah bejana berlapis *refractory* yang menggabungkan zona oksidasi parsial dan zona katalitik *fixed-bed*. Pada tahap ini aliran gas yang sudah keluar dari *pre-reformer* (R-111) akan dikonversi menjadi karbon monoksida dan hydrogen. Di zona oksidasi parsial sebagian metana dioksidasi secara eksotermik sehingga menghasilkan panas yang langsung digunakan untuk mendorong reaksi reformasi endotermik pada katalis di dalam unit yang sama sehingga tidak diperlukan pembakaran gas alam tambahan. Konfigurasi ini memungkinkan reaksi penghasil panas dan reaksi reformasi berlangsung berdampingan dalam satu perangkat, meningkatkan efisiensi termal dan mencapai konversi metana sangat tinggi sebelum langkah konversi lebih lanjut yaitu *CO Converter*. Reaksi utama yang terjadi di ATR adalah oksidasi parsial eksotermik dan *steam-reforming* endothermis yang dituliskan sebagai berikut



Pada tahap ini rasio molar *oxygen-to-carbon* (O/C) adalah sebesar 0,6, suhu keluaran ATR 1.284 °C dan 28 atm. Tahap ini menghasilkan konversi metana >99%, sehingga produk yang keluar dalam bentuk hydrogen, karbon dioksida (akibat Sebagian kecil pembakaran sempurna terjadi), karbon monoksida, dan metana.

### III.3.3 CO Shift Converter

Aliran *syngas* dari *autothermal reformer* beserta produk samping pada tahap sebelumnya yaitu karbon monoksida perlu dikonversi dahulu menjadi karbon dioksida. Konversi akan dilakukan pada dua tahap yaitu pada *high temperature shift* (HTS) atau unit R-221 dan *low temperature shift* (LTS) atau unit R-222. Hal ini dilakukan untuk menghasilkan kesetimbangan reaksi yang lebih baik dengan konsekuensi reaksi akan menjadi lambat. Reaksi yang terjadi pada tahap ini adalah reaksi antara karbon monoksida dengan air yang akan bereaksi menjadi karbon dioksida dan hidrogen.



Pada *high temperature shift* (HTS), reaksi akan dibantu dengan katalis Fe (iron) atau besi dan beroperasi pada suhu 335 °C dan tekanan 28 bar. Katalis besi digunakan karena katalis mempunyai selektivitas reaksi yang sesuai. Kemudian aliran keluar pada tahap ini akan didinginkan menggunakan aliran air pendingin menggunakan *heat exchanger* (E-221). Setelah itu, aliran akan masuk *low temperature shift* (LTS) pada kondisi operasi 225°C dan 27 bar. Pada tahap ini terjadi reaksi pembentukan *syngas* kembali yaitu reaksi antara karbon monoksida dengan air yang akan bereaksi menjadi karbon dioksida dan hidrogen pada suhu yang lebih rendah, dengan reaksi yang sama seperti tahap sebelumnya. Tahap ini dibantu dengan katalis kromium (Cr). Panas dari aliran ini akan didinginkan menggunakan unit *heat exchanger* (E-222) agar panas dapat dimanfaatkan sebaik mungkin.

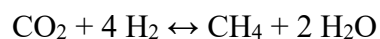
### III.3.4 CO<sub>2</sub> Removal Unit

Aliran keluaran CO *converter* yang telah diubah kandungan karbon monoksida nya menjadi karbon dioksida akan dipisahkan kandungan CO<sub>2</sub> di dalamnya dalam unit (C-231). Sebelum memasuki unit *absorber-stripper* untuk pemisahan CO<sub>2</sub>, aliran *syn gas* akan dialirkan pada unit *gas dehydrator* untuk memisahkan H<sub>2</sub>O pada aliran *syn gas* itu sendiri. Selanjutnya aliran *syn gas* akan mengalir menuju kolom absorber CO<sub>2</sub> (C-231). Tahap absorpsi CO<sub>2</sub> berfungsi untuk memisahkan aliran gas dengan karbon dioksida. Pemisahan dilakukan dengan absorpsi CO<sub>2</sub> menggunakan aliran *activated methyl diethanolamine* (aMDEA) pada kondisi operasi 40°C dan tekanan 19,31 bar. *Syngas* akan dimasukkan melalui bagian bawah kolom dan aliran aMDEA akan memasuki kolom lewat bagian atas, sesuai prinsip absorpsi yaitu mengambil zat terlarut dari badan gas. Adapun komposisi absorben yang digunakan untuk menyerap CO<sub>2</sub> adalah aMDEA, Piperazine, dan H<sub>2</sub>O. Aliran *syngas* yang keluar pada tahap ini akan hanya mengandung 0,4 % CO<sub>2</sub> yang kemudian akan masuk ke unit *methanator* (R-241) sedangkan aliran aMDEA yang telah digunakan untuk menyerap

CO<sub>2</sub> atau aliran rich MDEA akan masuk ke dalam kolom *recovery* (C-232) untuk memisahkan aMDEA dari CO<sub>2</sub> dengan kondisi operasi kolom yaitu pada suhu 154°C dan tekanan 5 bar. Pada kondisi tersebut, gas CO<sub>2</sub> yang terlepas akan menjadi *overhead* dari kolom *recovery* (C-232) yang kemudian akan dialirkan ke unit CCU yaitu dalam proses produksi asam formiat, sedangkan larutan aMDEA yang telah terpisah dari CO<sub>2</sub> menjadi *bottom product* akan digunakan sebagai pemanas aliran masuk *rich* MDEA dan dialirkan ke kolom *absorber* menggunakan pompa (P-231) beserta aliran make up untuk mengatasi kehilangan atau *loss* dari komponen aMDEA, Piperazine, serta H<sub>2</sub>O pada saat proses absorpsi dan regenerasi.

### III.3.5 Methanator

Aliran gas yang telah melalui proses absorpsi akan masuk ke tahap metanasi di unit methanator (R-241). Tahap ini berfungsi untuk mengkonversi sisa CO<sub>2</sub> dan CO yang masih tersisa dalam aliran gas sesudah pemisahan CO<sub>2</sub>. Hal ini perlu dilakukan karena komponen CO<sub>2</sub> dan CO dapat meracuni katalis besi pada reaktor amonia dan dapat mengubah selektivitas reaksi sehingga konversi amonia tidak akan maksimal. Adapun reaksi metanasi pada unit methanator (R-241) terjadi dengan mereaksikan CO<sub>2</sub> dan CO dengan hidrogen sehingga menjadi metana dan air.



Kedua reaksi di atas bersifat eksotermis, reaktor untuk proses methanasi menggunakan katalis nikel. Kondisi operasi dari tahap ini adalah 100°C dengan tekanan sekitar 16,18 bar. Adapun aliran masuk reaktor akan dipanaskan dengan dengan aliran keluaran reaktor menggunakan unit *heat exchanger* (E-241) sehingga aliran dapat sesuai dengan kondisi operasi. Setelah itu aliran keluaran akan didinginkan meggunakan *heat exchanger* (E-241) kembali dengan *syn gas* yang merupakan aliran keluar dari CO<sub>2</sub> *removal absorber* (C-231), sebagai media pendingin sehingga aliran keluaran reaktor mencapai suhu 195°C. Adapun jumlah CO<sub>2</sub> dan CO yang keluar pada tahap ini harus memiliki kandungan maksimal 10 ppm.

### III.3.6 Hydrogen Purification Unit

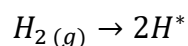
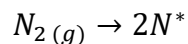
Pada unit *pressure swing adsorption* (PSA) (V-251 A/B), gas umpan hasil CO<sub>2</sub> *removal* diproses pada tekanan tinggi yaitu 23,51 bar dan suhu 50 °C untuk menghasilkan H<sub>2</sub> produk dengan purity cukup tinggi yaitu sekitar 99,9 %. Prosedur purifikasi ini dimulai dengan mengalirkan aliran syngas dari bawah kolom (V-251 A/B) dan akan berkontak dengan *pressurization bed* menggunakan umpan atau gas produk sehingga bed siap menyerap

*impurities* yang terdapat pada aliran umpan, kemudian fase *adsorption* di mana aliran gas melewati lapisan adsorben berlapis, yaitu pada ujung masuk (*feed end*) digunakan *activated carbon* untuk menangkap hidrokarbon berat, senyawa organik dan uap yang dapat merusak zeolit, sedangkan pada ujung keluaran (*product end*) digunakan zeolite yang selektif mengadsorpsi CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> dan molekul kecil lain sehingga H<sub>2</sub> yang relatif non-adsorptif lewat sebagai produk, saat satu bed jenuh dilakukan equalization antar-bed untuk memindahkan tekanan, lalu *blowdown/depressurization* untuk melepaskan impuritas (desorption) diikuti purge dengan sedikit H<sub>2</sub> untuk membersihkan sisa adsorbat, setelah itu bed di-*repressurize* dan siklus berlanjut secara bergantian antar *bed* sehingga aliran H<sub>2</sub> kontinu. Gas hasil desorpsi (*tail gas*) yang mengandung CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> dan sejumlah H<sub>2</sub> disalurkan sebagai *fuel gas* dengan kondisi keluaran yaitu 61 °C dan 1.379 bar untuk digunakan kembali dalam langkah pemulihan energi, sedangkan H<sub>2</sub> produk dialirkan ke tahap selanjutnya di unit *ammonia converter*.

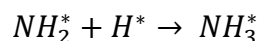
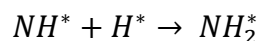
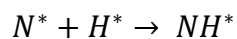
### III.3.7 Sintesis Amonia

*Syngas* yang telah melalui tahap pemurnian pada *Vessel Pressure Swing Adsorber* (V-251 A/B) akan masuk ke tahap sintesis amonia. *Syngas* yang telah dimurnikan akan mengandung hidrogen murni dan aliran akan disatukan dengan aliran nitrogen murni. Aliran hidrogen dan nitrogen ini memiliki rasio konsentrasi 3:1. Kemudian aliran gas akan dinaikkan tekanannya hingga 100 bar dan didinginkan menggunakan aliran air pendingin pada unit E-361). Kemudian *syngas* akan masuk ke reaktor ammonia (R-361) untuk direaksikan menjadi ammonia dan mengalami kenaikan suhu pada 170 °C karena reaksi bersifat eksotermis. Proses sintesis ammonia ini difasilitaasi menggunakan katalis besi (Fe). Reaksi yang terjadi pada reaktor adalah sebagai berikut,

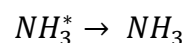
1. Adsorpsi dan Disosiasi



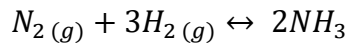
2. Hydrogenasi Bertahap



3. Desorpsi Produk



Reaksi Overall:



Orientasi reaktor ammonia yang digunakan adalah horizontal yang bertujuan untuk mempermudah isi reaktor dan mampu mengefisiensikan performa reaksi yang berjalan di dalamnya. Setelah ammonia terbentuk, ammonia akan diturunkan temperaturnya hingga -35 °C dengan proses pendinginan bertahap sebelum akhirnya masuk ke penampungan.

### III.3.8 Refrigerasi Ammonia

Ammonia yang keluar dari reaktor memiliki energi yang sangat besar dan harus dimanfaatkan sebagai suplai panas untuk keperluan utilitas. Aliran amonia didinginkan menggunakan beberapa media pendingin, seperti aliran air umpan iatau *boiling feed* water dengan unit *heat exchanger* (E-364), air pendingin dengan unit *heat exchanger* (E-365), aliran recycle gas dengan unit *heat exchanger* (E-362), dan pendinginan menggunakan refrigeran propana dengan unit *heat exchanger* (E-366). Dari pendinginan tersebut, aliran amonia akan terkondensasi menjadi fase cairan dan akan dipisahkan menggunit unit (V-361). Produk amonia yang terkondensasi akan berada pada fasa cair yang memiliki suhu mencapai -33 °C dan tekanan 1,023 bar. Konversi i dari amonia sangatlah kecil, sehingga aliran yang keluar dari reaktor amonia tidak sepenuhnya berhasil terkonversi menjadi amonia dan masih memiliki sisa hidrogen dan nitrogen. Karena titik embun nitrogen dan hidrogen sangat rendah, maka nitrogen dan hidrogen yang tersisa tidak akan terkondensasi sehingga aliran sisa memiliki fasa berupa gas. Aliran gas yang telah melewati unit *flash separator* (V-362) akan di-*recycle* kembali dan dikompresi ulang untuk menyesuaikan tekanan pada aliran awal reaktor. Amonia cair yang telah terbentuk akan disimpan ke dalam tangki penampung (T-361).

### III.3.9 Pemanfaatan Karbon Dioksida (*Carbon Capture Utilization*)

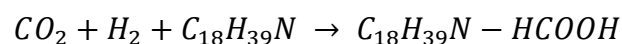
#### III.3.9.1 Pengolahan Awal Bahan Baku Asam Formiat (*Compression Stage*)

Pre-treatment pada tahap *compression stage* dimulai dengan penerimaan aliran CO<sub>2</sub> yang diperoleh dari proses CO<sub>2</sub> removal pada kondisi awal 49 °C dan 1,4 bar yang akan disiapkan untuk memasuki kondisi reaktor, aliran ini diproses melalui rangkaian kompresi bertingkat dalam compressor (K-471 A/B/C/D/E). Sebelum memasuki tahap kompresi, aliran CO<sub>2</sub> akan didinginkan terlebih dahulu dan kolom *gas dehydrator* (V-471) untuk menghilangkan kandungan liquid atau impurtas di dalamnya. Selanjutnya akan dilakukan lima tahap kompresi yang secara bertahap menaikkan tekanan hingga target operasi 105 bar. Setelah setiap tahap

kompresi terdapat pendinginan antar-tahap yang mendinginkan aliran hingga sekitar 30 °C di *heat exchanger* (E-471) pada kondisi akhir, sehingga kerja kompresor berkurang dan efisiensi termodinamik membaik. Kondisi akhir ini memungkinkan aliran CO<sub>2</sub> mengalami kondensasi sebelum masuk ke unit reaktor, sehingga fase cairan dapat diatur sesuai spesifikasi umpan reaktor. Umpan hidrogen yang berasal dari proses purifikasi *pressure swing adsorption* memasuki sistem pada tekanan 23 bar dan suhu 38 °C, kemudian dikompresi dalam kompresor (K-472 A/B) dalam dua tahap hingga mencapai 105 bar. Setelah hidrogen dan CO<sub>2</sub> berada pada kondisi operasi yang sesuai maka akan dialirkan menuju tahap berikutnya yaitu ke dalam reaktor.

### III.3.9.2 Sintesis Asam Formiat dan Purifikasi Katalis

Dalam tahap reaksi, CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> yang juga dikompresi dialirkan ke dalam reaktor homogen *continuous stirred tank reactor* (R-471) yang berisi larutan amina tersier dalam campuran pelarut polar (air–metanol) dan katalis ruthenium-fosfin terlarut. Reaksi hidrogenasi berlangsung secara eksotermis pada kondisi operasi 93 °C dan tekanan operasi 105 bar, dengan target konversi H<sub>2</sub> sekitar 19%. Produk utama adalah *adducted* formiat–amina (C<sub>18</sub>H<sub>39</sub>N–HCOO) yang tetap berada di fase cair, dengan reaksi sebagai berikut,



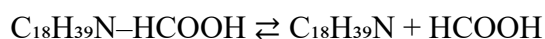
Gas yang tidak bereaksi yaitu sisa H<sub>2</sub> dan sebagian CO<sub>2</sub> dikeluarkan sebagai fase gas, kemudian dikompres dan direcycle kembali ke inlet dengan sebagian kecil (sekitar 1% massa) dipurge untuk mencegah akumulasi inerts. Aliran cair produk menunjukkan pemisahan ke dua fase cair yaitu fase berat kaya *adducted-formic acid* + pelarut polar dan fase ringan kaya amina + katalis yang menjadi umpan tahap pemurnian.

Selanjutnya adalah tahap purifikasi katalis. Setelah reaktor, cairan produk didinginkan lalu tekanan dinaikkan sampai 130 bar untuk mencegah flashing CO<sub>2</sub> selama pemisahan dan memperbaiki efisiensi decanter. Aliran masuk ke decanter pertama (V-481) dipisahkan menjadi fase berat *adducted-formic acid* + pelarut polar dan fase ringan amina bebas dan katalis. Untuk meningkatkan recovery katalis dilakukan langkah tambahan dengan mengalirkan ke dalam flash vessel. Fase ringan yang mengandung katalis dikembalikan ke reaktor sebagai recycle, sementara fase berat diproses lebih lanjut atau dimurnikan.

### III.3.9.3 Purifikasi dan Pembentukan Asam Formiat

Dalam proses selanjutnya, aliran akan dipisahkan dari methanol yang masih terkandung di dalamnya. Aliran umpan pertama-tama menjalani pemisahan gas ringan pada tekanan atmosfer dalam sebuah flash vessel sebelum dialirkan ke kolom stripping. Pemisahan awal ini mengeluarkan komponen gas yang mudah menguap sehingga saat aliran dimasukkan ke kolom stripping (C-481) yang bekerja pada tekanan sekitar 2-3 bar, kondisi operasi kolom dapat dipertahankan stabil untuk efektifitas stripping. Uap produk bagian atas yang mengandung metanol, air, dan CO<sub>2</sub> terlarut kemudian didinginkan dan dikondensasikan sehingga dapat direcycle kembali ke reaktor, sedangkan sisi bawah kolom sebagai produk cair yang mengandung asam formiat.

Setelah dilakukan proses *methanol recovery*, aliran *bottom product* diturunkan tekanan hingga 250 mbar dan menaikkan temperatur sampai sekitar 180 °C untuk menginisiasi disosiasi *adducted-formic acid* menjadi asam formiat (FA, HCOOH) dan amina. Pada kondisi inilah adduk C<sub>18</sub>H<sub>39</sub>N–HCOOH terurai menurut reaksi:



Pemisahan asam formiat dari amina (dan metanol yang hadir sebagai pelarut) dilakukan di unit kolom distilasi/pemisahan (C-482). Aliran umpan yang mengandung asam formiat, metanol, dan amina. Sebagian besar asam formiat akan menguap (*flash*) dan mengalir ke puncak kolom sementara amina terkonsentrasi di dasar kolom. Amina yang terkumpul di dasar kolom akan dikembalikan (*recycle*) ke *decanter* sekunder untuk meningkatkan pemulihan katalis dan mengurangi kehilangan amina. Asam formiat yang sudah dipurifikasi akan disimpan pada storage tank (T-481).

#### III.3.9.4 Pengolahan CO<sub>2</sub>

Karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) yang masih tersisa setelah sebagian dimanfaatkan sebagai bahan baku sintesis asam formiat akan dikelola lebih lanjut melalui skema pemanfaatan dan penyimpanan terintegrasi. Jumlah CO<sub>2</sub> sisa tersebut mencapai sekitar 60.000 ton per tahun, yang setara dengan ±6.850 kg/jam berdasarkan operasi kontinyu selama 8.760 jam per tahun. Sebagian dari aliran CO<sub>2</sub> ini akan dikompresi dan dikondensasikan untuk diproduksi sebagai CO<sub>2</sub> cair guna memenuhi kebutuhan komersial dan industri. Sementara itu, sisa CO<sub>2</sub> yang tidak dimanfaatkan sebagai produk akan diarahkan untuk penyimpanan jangka panjang melalui injeksi ke dalam sumur-sumur migas yang telah menua atau tidak lagi produktif di wilayah Bintuni. Proses injeksi CO<sub>2</sub> direncanakan berlangsung pada tekanan sekitar 150 bar dengan suhu injeksi ±40 °C, sehingga CO<sub>2</sub> berada dalam fase superkritis, yang memiliki densitas tinggi

dan viskositas rendah. Kondisi ini sangat menguntungkan untuk proses injeksi ke dalam *reservoir* karena meningkatkan efisiensi penyimpanan, mengurangi kebutuhan volume pori, serta meningkatkan stabilitas penyimpanan jangka panjang. Pemanfaatan infrastruktur migas eksisting ini mendukung penerapan teknologi *Carbon Capture and Storage* (CCS) secara ekonomis dan berkontribusi signifikan terhadap pengurangan emisi gas rumah kaca.

## BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

### IV.1 Neraca Massa

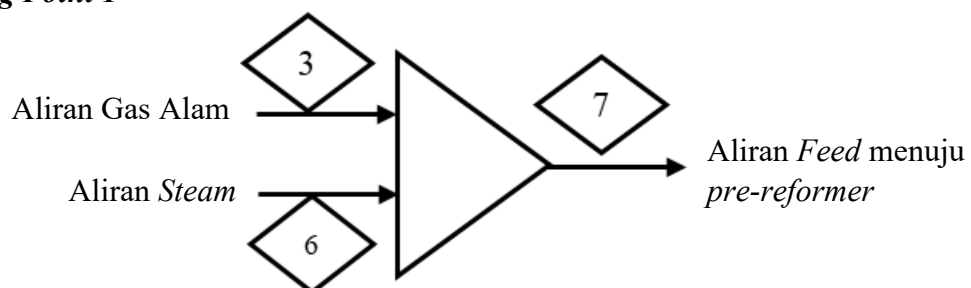
Neraca massa pabrik *blue ammonia* dengan *carbon capture utilization and storage* memiliki basis perhitungan sebagai berikut :

|                             |                        |
|-----------------------------|------------------------|
| Waktu Operasi               | : 1 tahun              |
|                             | : 330 hari kerja       |
|                             | : 1 hari (24 jam)      |
| Kapasitas Produksi          |                        |
| <i>Blue Ammonia</i>         | : 850.000 MT/Tahun     |
|                             | : 2.575,76 MTPD        |
| Asam Formiat                | : 82.115,00 MT/Tahun   |
|                             | : 248,83MTPD           |
| Aliran Gas Alam             | : 86 MMSCFD            |
|                             | : 4.283 kgmol/h        |
|                             | : 9.442 lbmol/h        |
| <i>Higher Heating Value</i> | : 389.931,46 Btu/lbmol |
| (HHV)                       | : 3.681,7 MMBtu/h      |
|                             | : 88.361,59 MMBtu/d    |

### IV.1.2 Neraca Massa Unit Produksi Ammonia

Berikut adalah neraca massa pada pabrik produksi amonia,

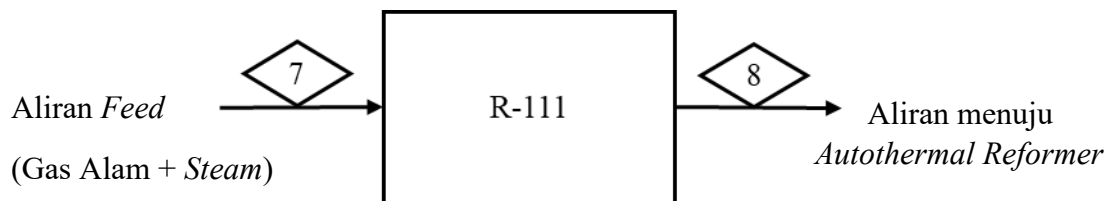
#### 1. *Mixing Point 1*



**Tabel IV.1** Neraca Massa *Mixing Point 1*

| Neraca Massa <i>Mixing Point Feed</i> |            |          |      |         |             |           |
|---------------------------------------|------------|----------|------|---------|-------------|-----------|
| Komponen                              | MASUK (kg) |          |      |         | Keluar (kg) |           |
|                                       | <3>        |          | <6>  |         | <7>         |           |
|                                       | xi         | m        | xi   | m       | xi          | m         |
| CH <sub>4</sub>                       | 0,94       | 66.547,3 | 0,00 | 0,00    | 0,33        | 66.547,32 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>         | 0,04       | 2.768,97 | 0,00 | 0,00    | 0,01        | 2.768,97  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>         | 0,01       | 944,34   | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 944,34    |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>      | 0,00       | 224,05   | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 224,05    |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>      | 0,00       | 273,84   | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 273,84    |
| Nitrogen                              | 0,00       | 347,94   | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 347,94    |
| CO <sub>2</sub>                       | 0,00       | 0,00     | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 18,85     |
| H <sub>2</sub> O                      | 0,00       | 0,00     | 1,00 | 131,704 | 0,65        | 131,704   |
| Hydrogen                              | 0,00       | 0,00     | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 0,00      |
| CO                                    | 0,00       | 0,00     | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 0,00      |
| Oxygen                                | 0,00       | 0,00     | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 0,00      |
| MDEAmine                              | 0,00       | 0,00     | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 0,00      |
| Piperazine                            | 0,00       | 0,00     | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 0,00      |
| Ammonia                               | 0,00       | 0,00     | 0,00 | 0,00    | 0,00        | 0,00      |
| TOTAL                                 | 1,00       | 71.106,5 | 1,00 | 131.704 | 1,00        | 202.829   |

## 2. *Pre-Reformer Reactor (R-111)*

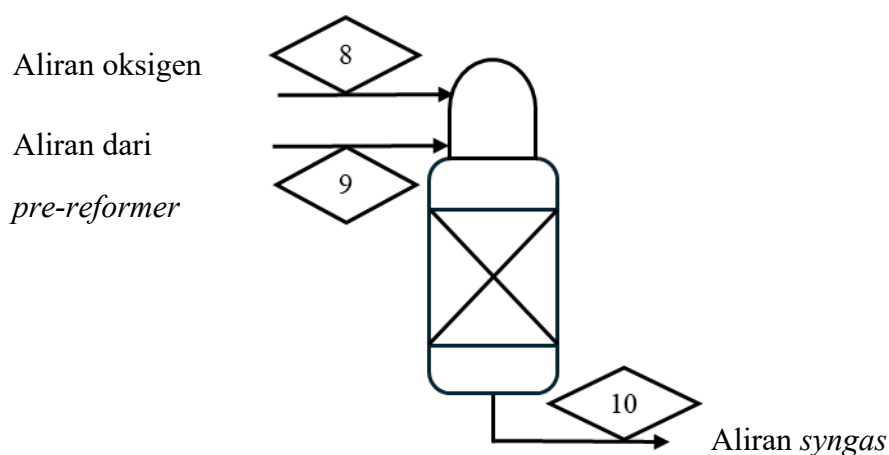


**Tabel IV.2** Neraca Massa *Pre Reformer Reactor (R-111)*

| Neraca Massa <i>Pre Reformer</i> |            |          |             |          |
|----------------------------------|------------|----------|-------------|----------|
| Komponen                         | MASUK (kg) |          | Keluar (kg) |          |
|                                  | <7>        |          | <8>         |          |
|                                  | xi         | m        | xi          | m        |
| CH <sub>4</sub>                  | 0,33       | 66.547,3 | 0,33        | 67.947,3 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0,01       | 2.768,97 | 0,00        | 4,17     |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0,00       | 944,34   | 0,00        | 0,00     |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00       | 224,05   | 0,00        | 0,00     |

|                                  |      |         |      |          |
|----------------------------------|------|---------|------|----------|
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00 | 273,84  | 0,00 | 0,00     |
| Nitrogen                         | 0,00 | 347,94  | 0,00 | 347,94   |
| CO <sub>2</sub>                  | 0,00 | 18,85   | 0,04 | 8,547    |
| H <sub>2</sub> O                 | 0,65 | 131.704 | 0,61 | 124.698  |
| Hydrogen                         | 0,00 | 0,00    | 0,01 | 1.247,34 |
| CO                               | 0,00 | 0,00    | 0,00 | 38,12    |
| Oxygen                           | 0,00 | 0,00    | 0,00 | 0,00     |
| MDEAmine                         | 0,00 | 0,00    | 0,00 | 0,00     |
| Piperazine                       | 0,00 | 0,00    | 0,00 | 0,00     |
| Ammonia                          | 0,00 | 0,00    | 0,00 | 0,00     |
| TOTAL                            | 1,00 | 202.829 | 1,00 | 202.829  |

### 3. Autothermal Reformer Reactor (R-112)

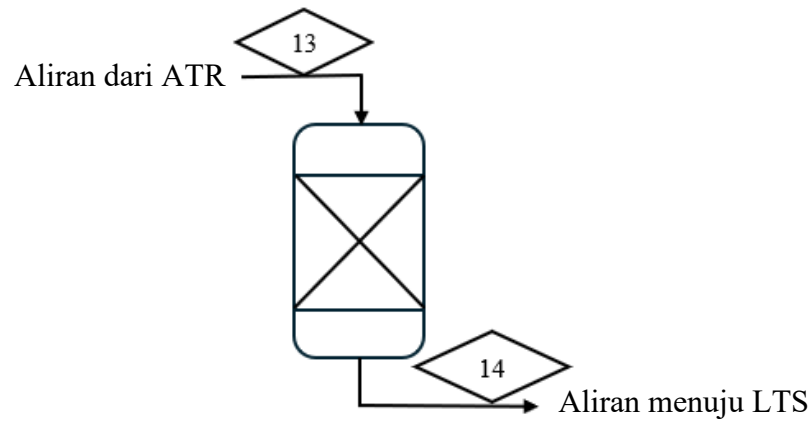


**Tabel IV.3** Neraca Massa Autothermal Reformer Reactor (R-112)

| Neraca Massa Autothermal Reformer |            |          |             |           |
|-----------------------------------|------------|----------|-------------|-----------|
| Komponen                          | MASUK (kg) |          | Keluar (kg) |           |
|                                   | <8>+<9>    |          | <10>        |           |
|                                   | xi         | ṁ       | xi          | ṁ        |
| CH <sub>4</sub>                   | 0,22       | 67.947,3 | 0,00        | 28,31     |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>     | 0,00       | 4,17     | 0,00        | 0,00      |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>     | 0,00       | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>  | 0,00       | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>  | 0,00       | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| Nitrogen                          | 0,00       | 347,94   | 0,00        | 344,78    |
| CO <sub>2</sub>                   | 0,03       | 8,547    | 0,17        | 51.847,9  |
| H <sub>2</sub> O                  | 0,41       | 124.698  | 0,47        | 142.448,2 |
| Hydrogen                          | 0,00       | 1.247,34 | 0,05        | 16.330,9  |
| CO                                | 0,00       | 38,12    | 0,30        | 91.072,6  |
| Oxygen                            | 0,33       | 99.264   | 0,00        | 0,00      |

|            |      |         |      |         |
|------------|------|---------|------|---------|
| MDEAmine   | 0,00 | 0,00    | 0,00 | 0,00    |
| Piperazine | 0,00 | 0,00    | 0,00 | 0,00    |
| Ammonia    | 0,00 | 0,00    | 0,00 | 0,00    |
| TOTAL      | 1,00 | 302.094 | 1,00 | 302.073 |

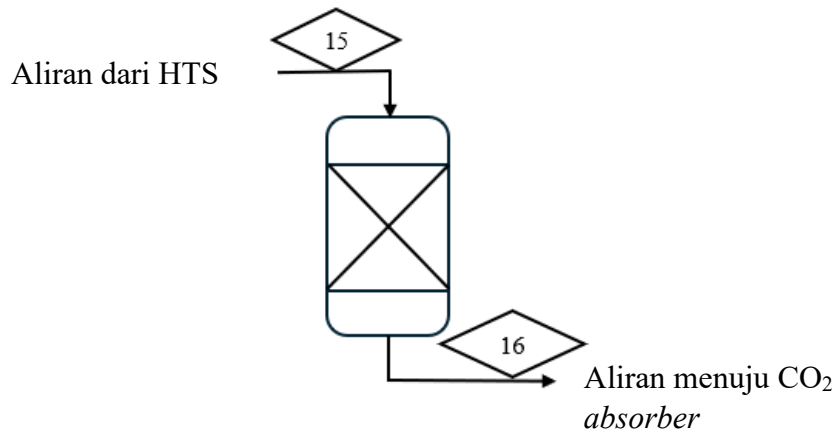
#### 4. High Temperature Shift Converter (R-221)



**Tabel IV.4** Neraca Massa *HTS Converter* (R-221)

| Neraca Massa <i>High Temperature Shift Converter</i> |            |         |             |         |
|------------------------------------------------------|------------|---------|-------------|---------|
| Komponen                                             | MASUK (kg) |         | Keluar (kg) |         |
|                                                      | <13>       |         | <14>        |         |
|                                                      | xi         | m       | xi          | m       |
| CH <sub>4</sub>                                      | 0,00       | 28,31   | 0,00        | 28,31   |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>                        | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00    |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>                        | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00    |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>                     | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00    |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>                     | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00    |
| Nitrogen                                             | 0,00       | 344,78  | 0,00        | 344,78  |
| CO <sub>2</sub>                                      | 0,17       | 51,848  | 0,51        | 154,803 |
| H <sub>2</sub> O                                     | 0,47       | 142.448 | 0,33        | 100.304 |
| Hydrogen                                             | 0,05       | 16,331  | 0,07        | 21,047  |
| CO                                                   | 0,30       | 91,073  | 0,08        | 25,545  |
| Oxygen                                               | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00    |
| MDEAmine                                             | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00    |
| Piperazine                                           | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00    |
| Ammonia                                              | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,80    |
| TOTAL                                                | 1,00       | 302.073 | 1,00        | 302.073 |

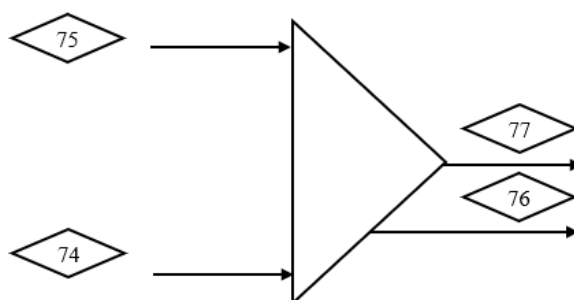
## 5. Low Temperature Shift Converter (R-222)



**Tabel IV.5** Neraca Massa *LTS Converter* (R-222)

| Neraca Massa <i>Low Temperature Shift Converter</i> |            |         |             |          |
|-----------------------------------------------------|------------|---------|-------------|----------|
| Komponen                                            | MASUK (kg) |         | Keluar (kg) |          |
|                                                     | <15>       |         | <16>        |          |
|                                                     | xi         | ṁ      | xi          | ṁ       |
| CH <sub>4</sub>                                     | 0,00       | 28,31   | 0,00        | 28,31    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>                       | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00     |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>                       | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00     |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>                    | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00     |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>                    | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00     |
| Nitrogen                                            | 0,00       | 344,78  | 0,00        | 344,78   |
| CO <sub>2</sub>                                     | 0,51       | 154.803 | 0,62        | 188.507  |
| H <sub>2</sub> O                                    | 0,33       | 100.304 | 0,29        | 86.508   |
| Hydrogen                                            | 0,07       | 21.047  | 0,07        | 22.591   |
| CO                                                  | 0,08       | 25.545  | 0,01        | 4.093,22 |
| Oxygen                                              | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00     |
| MDEAmine                                            | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00     |
| Piperazine                                          | 0,00       | 0,00    | 0,00        | 0,00     |
| Ammonia                                             | 0,00       | 0,80    | 0,00        | 0,00     |
| TOTAL                                               | 1,00       | 302.073 | 1,00        | 302.072  |

## 6. Mixing Point 2

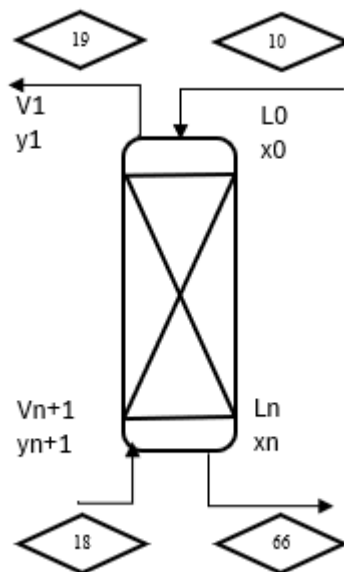


**Tabel IV.6** Neraca Massa *Mixing Point 2*

| Neraca Massa <i>Mixing Point Solvent</i> |            |      |      |              |
|------------------------------------------|------------|------|------|--------------|
| Komponen                                 | MASUK (kg) |      |      |              |
|                                          | <75>       |      | <74> |              |
|                                          | xi         | m    | xi   | m            |
| CH <sub>4</sub>                          | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>            | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>            | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>         | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>         | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| Nitrogen                                 | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| CO <sub>2</sub>                          | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 9,147.14     |
| H <sub>2</sub> O                         | 0.00       | 0.00 | 0.52 | 954,713.12   |
| Hydrogen                                 | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| CO                                       | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| Oxygen                                   | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| MDEAmine                                 | 0.00       | 0.00 | 0.29 | 529,489.74   |
| Piperazine                               | 1.00       | 4.95 | 0.19 | 352,981.59   |
| Ammonia                                  | 0.00       | 0.00 | 0.00 | 0.00         |
| TOTAL                                    | 1.00       | 4.95 | 1.00 | 1,846,331.58 |

| Komponen                         | KELUAR (kg) |           |      |              |
|----------------------------------|-------------|-----------|------|--------------|
|                                  | <76>        |           | <77> |              |
|                                  | xi          | m         | xi   | m            |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.00        | 0.00      | 0.00 | 0.00         |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0.00        | 0.00      | 0.00 | 1.00         |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0.00        | 1.00      | 0.00 | 2.00         |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.00        | 2.00      | 0.00 | 3.00         |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.00        | 3.00      | 0.00 | 4.00         |
| Nitrogen                         | 0.00        | 4.00      | 0.00 | 5.00         |
| CO <sub>2</sub>                  | 0.00        | 5.00      | 0.01 | 9,147.14     |
| H <sub>2</sub> O                 | 1.00        | 81,393.91 | 0.49 | 873,319.20   |
| Hydrogen                         | 0.00        | 0.00      | 0.00 | 0.00         |
| CO                               | 0.00        | 1.00      | 0.00 | 0.00         |
| Oxygen                           | 0.00        | 2.00      | 0.00 | 0.00         |
| MDEAmine                         | 0.00        | 3.00      | 0.30 | 529,479.81   |
| Piperazine                       | 0.00        | 4.00      | 0.20 | 352,986.54   |
| Ammonia                          | 0.00        | 5.00      | 0.00 | 0.00         |
| TOTAL                            | 1.00        | 81,423.91 | 1.00 | 1,764,947.70 |

## 7. CO<sub>2</sub> Absorber (C-231)

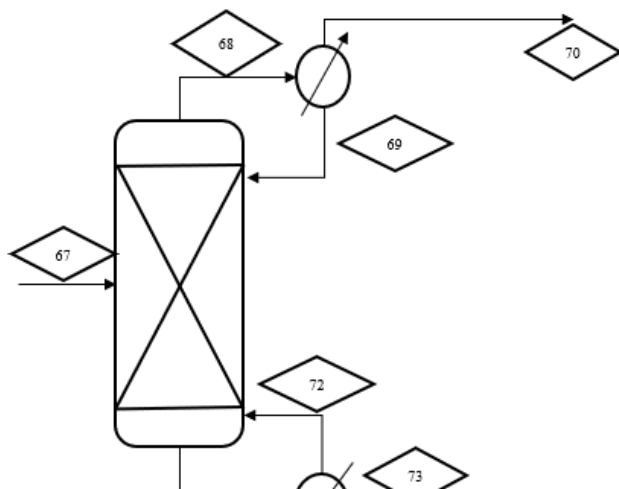


Tabel IV.7 Neraca Massa CO<sub>2</sub> Absorber (C-231)

| Neraca Massa CO <sub>2</sub> Absorber |            |       |      |      |
|---------------------------------------|------------|-------|------|------|
| Komponen                              | MASUK (kg) |       |      |      |
|                                       | <10>       |       | <18> |      |
|                                       | xi         | m     | xi   | m    |
| CH <sub>4</sub>                       | 0,00       | 28,31 | 0,00 | 0,00 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>         | 0,00       | 0,00  | 0,00 | 0,00 |

| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00        |
|----------------------------------|-------------|-----------|------|-------------|
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00        |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00        |
| Nitrogen                         | 0,00        | 344,78    | 0,00 | 0,00        |
| CO <sub>2</sub>                  | 0,62        | 188.506,7 | 0,01 | 9.371,38    |
| H <sub>2</sub> O                 | 0,29        | 86.507,80 | 0,49 | 873.208     |
| Hydrogen                         | 0,07        | 22.590,99 | 0,00 | 0,0         |
| CO                               | 0,01        | 4.093,22  | 0,00 | 0,0         |
| Oxygen                           | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,0         |
| MDEAmine                         | 0,00        | 0,00      | 0,30 | 529.547     |
| Piperazine                       | 0,00        | 0,00      | 0,20 | 353.032     |
| Ammonia                          | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,0         |
| TOTAL                            | 1,00        | 302.071,7 | 1,00 | 1.765.158   |
| Komponen                         | Keluar (kg) |           |      |             |
|                                  | <66>        |           | <19> |             |
|                                  | xi          | m         | xi   | m           |
| CH <sub>4</sub>                  | 0,00        | 28,18     | 0,00 | 0,12        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00        |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00        |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00        |
| Nitrogen                         | 0,01        | 344,37    | 0,00 | 0,00        |
| CO <sub>2</sub>                  | 0,00        | 56,40     | 0,10 | 197,822     |
| H <sub>2</sub> O                 | 0,03        | 848,11    | 0,47 | 958,868     |
| Hydrogen                         | 0,81        | 22.547    | 0,00 | 0,00        |
| CO                               | 0,15        | 4.086,62  | 0,00 | 6,60        |
| Oxygen                           | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00        |
| MDEAmine                         | 0,00        | 0,07      | 0,26 | 529,547     |
| Piperazine                       | 0,00        | 0,93      | 0,17 | 353,031     |
| Ammonia                          | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00        |
| TOTAL                            | 1,00        | 27.912    | 1,00 | 2.039.275,2 |

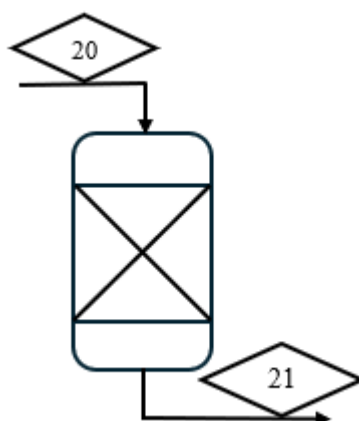
## 8. MDEAmine Regeneration Column (C-232)



**Tabel IV.8** Neraca Massa MDEAmine Regeneration Column (C-232)

| Neraca Massa MDEAmine Regeneration Column |            |              |             |         |      |         |
|-------------------------------------------|------------|--------------|-------------|---------|------|---------|
| Komponen                                  | MASUK (kg) |              | Keluar (kg) |         |      |         |
|                                           | <67>       |              | <70>        |         | <73> |         |
|                                           | xi         | m            | xi          | m       | xi   | m       |
| CH <sub>4</sub>                           | 0,00       | 0,12         | 0,0         | 0,1     | 0,0  | 0,0     |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>             | 0,00       | 0,00         | 0,0         | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| Nitrogen                                  | 0,00       | 0,00         | 0,0         | 0,0     | 0,0  | 0,0     |
| H <sub>2</sub>                            | 0,00       | 0,00         | 0,0         | 44,2    | 0,0  | 0,0     |
| CO                                        | 0,00       | 6,60         | 0,0         | 6,2     | 0,0  | 0,0     |
| CO <sub>2</sub>                           | 0,39       | 197.822,06   | 0,5         | 188.598 | 0,0  | 9.224,2 |
| MDEA                                      | 1,05       | 529.547,41   | 0,0         | 0,0     | 0,6  | 529.547 |
| Piperazine                                | 0,70       | 353.030,72   | 0,0         | 0,0     | 0,4  | 353.031 |
| TOTAL                                     | 2,13       | 1.080.406,91 | 1           | 188.648 | 1    | 891.802 |

## 9. Methanator Reactor (R-241)

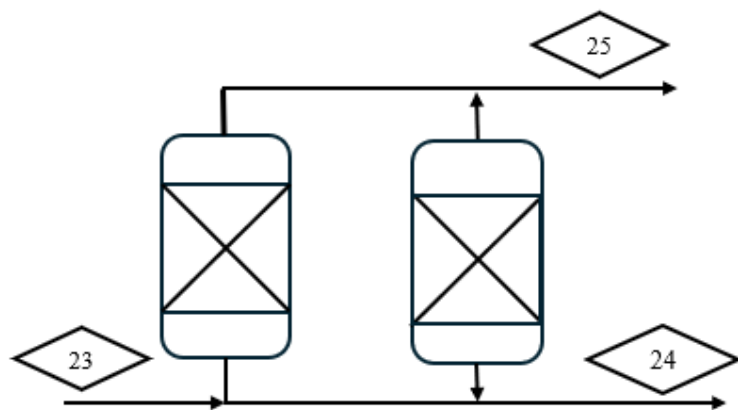


**Tabel IV.9** Neraca Massa Methanator Reactor (R-241)

| Neraca Massa Methanator |            |   |             |   |
|-------------------------|------------|---|-------------|---|
| Komponen                | MASUK (kg) |   | Keluar (kg) |   |
|                         | <20>       |   | <21>        |   |
|                         | xi         | m | xi          | m |

|                                  |      |           |      |           |
|----------------------------------|------|-----------|------|-----------|
| CH <sub>4</sub>                  | 0,00 | 28,18     | 0,09 | 2.389,30  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| Nitrogen                         | 0,01 | 344,37    | 0,01 | 344,37    |
| CO <sub>2</sub>                  | 0,00 | 56,40     | 0,00 | 0,00      |
| H <sub>2</sub> O                 | 0,03 | 848,11    | 0,13 | 3.522,57  |
| Hydrogen                         | 0,81 | 22.546,85 | 0,78 | 21.654,15 |
| CO                               | 0,15 | 4.086,62  | 0,00 | 0,00      |
| Oxygen                           | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| MDEAmine                         | 0,00 | 0,07      | 0,00 | 0,07      |
| Piperazine                       | 0,00 | 0,93      | 0,00 | 0,93      |
| Ammonia                          | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| TOTAL                            | 1,00 | 27.911,52 | 1,00 | 27.911,39 |

#### 10. Pressure Swing Adsorption Vessel (V-251)

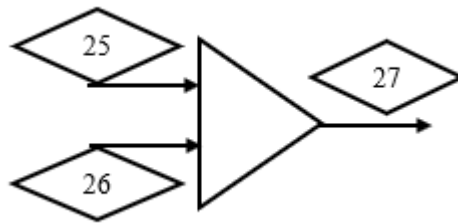


Tabel IV.10 Neraca Massa PSA (V-251)

| Neraca Massa PSA                 |            |          |             |        |      |          |
|----------------------------------|------------|----------|-------------|--------|------|----------|
| Komponen                         | MASUK (kg) |          | Keluar (kg) |        |      |          |
|                                  | <23>       |          | <25>        |        | <24> |          |
|                                  | xi         | m        | xi          | m      | xi   | m        |
| CH <sub>4</sub>                  | 0,10       | 2.389,30 | 0,00        | 0,00   | 0,70 | 2.389,30 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0,00       | 0,00     | 0,00        | 0,00   | 0,00 | 0,00     |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0,00       | 0,00     | 0,00        | 0,00   | 0,00 | 0,00     |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00       | 0,00     | 0,00        | 0,00   | 0,00 | 0,00     |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00       | 0,00     | 0,00        | 0,00   | 0,00 | 0,00     |
| Nitrogen                         | 0,01       | 344,37   | 0,02        | 344,37 | 0,00 | 0,00     |
| CO <sub>2</sub>                  | 0,00       | 0,00     | 0,00        | 0,00   | 0,00 | 0,00     |

|                  |      |           |      |           |      |          |
|------------------|------|-----------|------|-----------|------|----------|
| H <sub>2</sub> O | 0,03 | 630,00    | 0,00 | 0,00      | 0,18 | 630,00   |
| Hydrogen         | 0,87 | 21.654,15 | 0,98 | 21.267,47 | 0,11 | 386,68   |
| CO               | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00     |
| Oxygen           | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00     |
| MDEAmine         | 0,00 | 0,07      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,07     |
| Piperazine       | 0,00 | 0,93      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,93     |
| Ammonia          | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00     |
| TOTAL            | 1,00 | 25.018,82 | 1,00 | 21.611,83 | 1,00 | 3.406,98 |

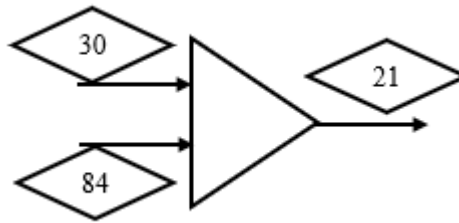
### 11. Mixing Point 3



**Tabel IV.11** Neraca *Mixing Point 3*

| Neraca Massa <i>Mixing Point Nitrogen Feed</i> |            |           |      |          |             |           |
|------------------------------------------------|------------|-----------|------|----------|-------------|-----------|
| Komponen                                       | MASUK (kg) |           |      |          | Keluar (kg) |           |
|                                                | <25>       |           | <26> |          | <27>        |           |
|                                                | xi         | m         | xi   | m        | xi          | m         |
| CH <sub>4</sub>                                | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>                  | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>                  | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>               | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>               | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| Nitrogen                                       | 0,02       | 344,37    | 1,00 | 95.796,7 | 0,82        | 96.141,02 |
| CO <sub>2</sub>                                | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| H <sub>2</sub> O                               | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| Hydrogen                                       | 0,98       | 21.267,47 | 0,00 | 0,00     | 0,18        | 21.267,47 |
| CO                                             | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| Oxygen                                         | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| MDEAmine                                       | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| Piperazine                                     | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| Ammonia                                        | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00      |
| TOTAL                                          | 1,00       | 21.611,83 | 1,00 | 95.796,7 | 1,00        | 117.408,5 |

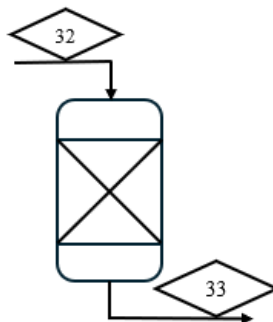
## 12. Mixing Point 4



Tabel IV.12 Neraca *Mixing Point 4*

| Neraca Massa <i>Mixing Point 4</i> |            |           |      |          |             |         |
|------------------------------------|------------|-----------|------|----------|-------------|---------|
| Komponen                           | MASUK (kg) |           |      |          | Keluar (kg) |         |
|                                    | <30>       |           | <84> |          | <21>        |         |
|                                    | xi         | m         | xi   | m        | xi          | m       |
| CH <sub>4</sub>                    | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>      | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00    |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>      | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00    |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>   | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00    |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>   | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0,00    |
| Nitrogen                           | 0,82       | 96.141,02 | 0,77 | 295.747  | 3,34        | 391.888 |
| CO <sub>2</sub>                    | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0       |
| H <sub>2</sub> O                   | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0       |
| Hydrogen                           | 0,18       | 21.267,47 | 0,16 | 63.259,9 | 0,72        | 84.527  |
| CO                                 | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0       |
| Oxygen                             | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0       |
| MDEAmine                           | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0       |
| Piperazine                         | 0,00       | 0,00      | 0,00 | 0,00     | 0,00        | 0       |
| Ammonia                            | 0,00       | 0,00      | 0,06 | 24.692,5 | 0,12        | 24.693  |
| TOTAL                              | 1,00       | 117.408,5 | 1,00 | 383.699  | 4,18        | 501.108 |

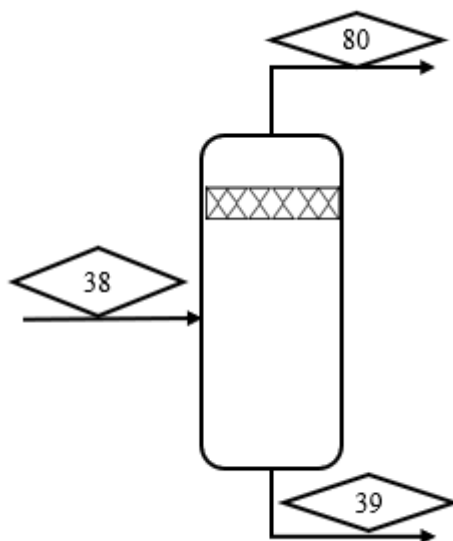
## 13. Ammonia Converter (R-361)



Tabel IV.13 Neraca Massa *Ammonia Converter (R-361)*

| Neraca Massa <i>Ammonia Converter</i> |            |           |             |           |
|---------------------------------------|------------|-----------|-------------|-----------|
| Komponen                              | MASUK (kg) |           | Keluar (kg) |           |
|                                       | <32>       |           | <33>        |           |
|                                       | xi         | m         | xi          | m         |
| CH <sub>4</sub>                       | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>         | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>         | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>      | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>      | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| Nitrogen                              | 14,20      | 396.440,5 | 10,98       | 306.441,1 |
| CO <sub>2</sub>                       | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| H <sub>2</sub> O                      | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| Hydrogen                              | 3,03       | 84.603,16 | 2,33        | 65.172,30 |
| CO                                    | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| Oxygen                                | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| MDEAmine                              | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| Piperazine                            | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      |
| Ammonia                               | 0,90       | 25.111,36 | 4,82        | 134.538,4 |
| TOTAL                                 | 18,13      | 506.155,0 | 18,13       | 506.151,8 |

#### 14. *Ammonia Product Separator (V-361)*

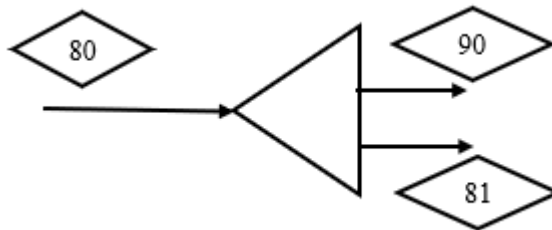


**Tabel IV.14** Neraca Massa *Ammonia Separator (V-361)*

| Neraca Massa <i>Ammonia Separator</i> |            |   |             |   |      |   |
|---------------------------------------|------------|---|-------------|---|------|---|
| Komponen                              | MASUK (kg) |   | Keluar (kg) |   |      |   |
|                                       | <38>       |   | <80>        |   | <39> |   |
|                                       | xi         | m | xi          | m | xi   | m |

|                                  |      |           |     |           |     |           |
|----------------------------------|------|-----------|-----|-----------|-----|-----------|
| CH <sub>4</sub>                  | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| Nitrogen                         | 0,61 | 308.719,7 | 0,8 | 306.413,8 | 0,0 | 26,7      |
| CO <sub>2</sub>                  | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| H <sub>2</sub> O                 | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| Hydrogen                         | 0,13 | 65.664,3  | 0,2 | 65.163,4  | 0,0 | 8,8       |
| CO                               | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| Oxygen                           | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| MDEAmine                         | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| Piperazine                       | 0,00 | 0,0       | 0,0 | 0,0       | 0,0 | 0,0       |
| Ammonia                          | 0,26 | 131.767,9 | 0,1 | 25.605,5  | 1,0 | 107.393,0 |
| TOTAL                            | 1,00 | 506.151,9 | 1,0 | 397.182,7 | 1,0 | 107.428,5 |

### 15. TEE Point 2



**Tabel IV.15** Neraca Massa *Tee Point 2*

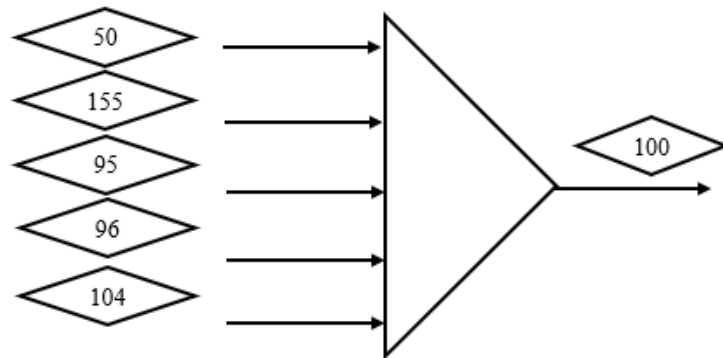
| Neraca Massa <i>TEE Point 2</i>  |            |           |             |           |      |           |
|----------------------------------|------------|-----------|-------------|-----------|------|-----------|
| Komponen                         | MASUK (kg) |           | Keluar (kg) |           |      |           |
|                                  | <80>       |           | <81>        |           | <90> |           |
|                                  | xi         | m         | xi          | m         | xi   | m         |
| CH <sub>4</sub>                  | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| Nitrogen                         | 0,77       | 306.413,8 | 0,77        | 295.746,8 | 0,79 | 10.667,07 |
| CO <sub>2</sub>                  | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| H <sub>2</sub> O                 | 0,00       | 0,00      | 0,00        | 0,00      | 0,00 | 0,00      |

|            |      |           |      |           |      |           |
|------------|------|-----------|------|-----------|------|-----------|
| Hydrogen   | 0,16 | 65.163,39 | 0,16 | 63.259,86 | 0,14 | 1.903,53  |
| CO         | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| Oxygen     | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| MDEAmine   | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| Piperazine | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| Ammonia    | 0,06 | 25.605,5  | 0,06 | 24.692,5  | 0,07 | 912,92    |
| TOTAL      | 1,00 | 397.183   | 1,00 | 383.699   | 1,00 | 13.483,52 |

#### IV,1,3 Neraca Massa Unit Produksi Asam Formiat

Neraca massa dari *carbon capture and utilization* yaitu sintesis asam formiat sebagai berikut,

##### 1. Mixing Point Feed Reactor Formic Acid

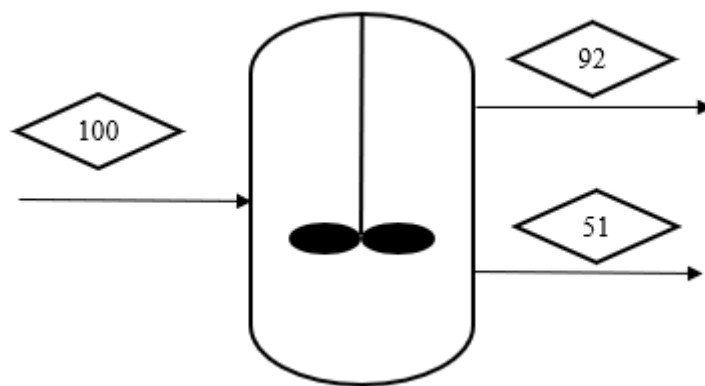


**Tabel IV.16** Neraca Massa *Mixing Point Feed Formic Acid Reactor*

| Neraca Massa <i>Mixing Point Feed</i>    |            |           |       |            |             |           |
|------------------------------------------|------------|-----------|-------|------------|-------------|-----------|
| Komponen                                 | MASUK (kg) |           |       |            |             |           |
|                                          | <50>       |           | <155> |            | <95>        |           |
|                                          | xi         | m         | xi    | m          | xi          | m         |
| Hydrogen                                 | 0,06       | 756       | 0,00  | 0          | 0,44        | 1.610,25  |
| CO <sub>2</sub>                          | 0,94       | 11.002,43 | 0,00  | 0          | 0,43        | 1.557,23  |
| FormicAcid                               | 0,00       | 0         | 0,00  | 0          | 0,00        | 0         |
| Methanol                                 | 0,00       | 0         | 0,10  | 7.049,22   | 0,11        | 409,36    |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N*       | 0,00       | 0         | 0,89  | 64.144,043 | 0,00        | 1,19      |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N-HCOOH* | 0,00       | 0         | 0,00  | 0          | 0,00        | 0,0030    |
| H <sub>2</sub> O                         | 0,00       | 0         | 0,01  | 990,83     | 0,02        | 58,34     |
| TOTAL                                    | 1,00       | 11.758,43 | 1     | 72.184,09  | 1           | 3.636,362 |
| Komponen                                 | MASUK (kg) |           |       |            | Keluar (kg) |           |
|                                          | <96>       |           | <104> |            | <100>       |           |
|                                          | xi         | m         | xi    | m          | xi          | m         |
| Hydrogen                                 | 0,00       | 16,059    | 0,00  | 0,2379538  | 0,02        | 2,382,55  |

|                                          |      |          |      |            |      |           |
|------------------------------------------|------|----------|------|------------|------|-----------|
| CO <sub>2</sub>                          | 0,01 | 58,77    | 0,00 | 82,92      | 0,09 | 12.701,34 |
| FormicAcid                               | 0,00 | 0        | 0,00 | 0          | 0,00 | 0,00      |
| Methanol                                 | 0,00 | 0,53     | 0,86 | 38.305,621 | 0,33 | 45.764,73 |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N*       | 0,98 | 7.636,26 | 0,00 | 40,899     | 0,51 | 71.822,38 |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N-HCOOH* | 0,01 | 67,68    | 0,00 | 0,28       | 0,00 | 67,97     |
| H <sub>2</sub> O                         | 0,00 | 0,90     | 0,14 | 6.048,30   | 0,05 | 7.098,38  |
| TOTAL                                    | 1,00 | 7.780,20 | 1,00 | 44.478,27  | 1,00 | 139.837   |

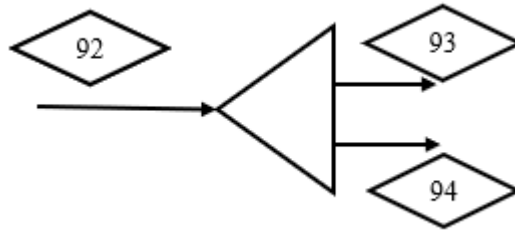
## 2. Formic Acid Reactor (R-471)



Tabel IV.17 Neraca Massa Formic Acid Reactor (R-471)

| Neraca Massa Formic Acid Reactor         |            |            |             |          |       |           |
|------------------------------------------|------------|------------|-------------|----------|-------|-----------|
| Komponen                                 | MASUK (kg) |            | Keluar (kg) |          |       |           |
|                                          | <100>      |            | <92>        |          | <51>  |           |
|                                          | xi         | m          | xi          | m        | xi    | m         |
| Hydrogen                                 | 0,017      | 2.382,55   | 0,442       | 1.860,75 | 0,000 | 50,52     |
| CO <sub>2</sub>                          | 0,091      | 12.701,34  | 0,429       | 1.802,83 | 0,005 | 610,43    |
| FormicAcid                               | 0,000      | 0,00       | 0,000       | 0,00     | 0,000 | 0,00      |
| Methanol                                 | 0,327      | 45.764,73  | 0,112       | 472,73   | 0,334 | 45.292,01 |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N*       | 0,514      | 71.822,38  | 0,000       | 1,37     | 0,065 | 8.817,37  |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N-HCOOH* | 0,000      | 67,97      | 0,000       | 0,00     | 0,544 | 73.830,97 |
| H <sub>2</sub> O                         | 0,051      | 7.098,38   | 0,016       | 67,47    | 0,052 | 7.030,91  |
| TOTAL                                    | 1,00       | 139.837,35 | 1,00        | 4.205,15 | 1,00  | 135.632,2 |

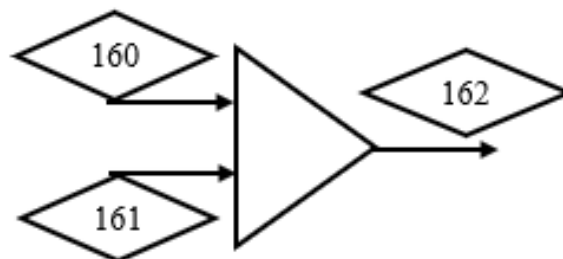
### 3. TEE Point 4



**Tabel IV.18** Neraca Massa Tee Point 4

| Neraca Massa Tee Point 4                 |            |           |             |           |      |          |
|------------------------------------------|------------|-----------|-------------|-----------|------|----------|
| Komponen                                 | MASUK (kg) |           | Keluar (kg) |           |      |          |
|                                          | <92>       |           | <93>        |           | <94> |          |
|                                          | xi         | ṁ        | xi          | ṁ        | xi   | ṁ       |
| Hydrogen                                 | 0,44       | 1.860,755 | 0,44        | 1.618,857 | 0,44 | 241,8981 |
| CO <sub>2</sub>                          | 0,43       | 1.802,83  | 0,43        | 1.568,462 | 0,43 | 234,3679 |
| FormicAcid                               | 0,00       | 0         | 0,00        | 0         | 0,00 | 0        |
| Methanol                                 | 0,11       | 472,73    | 0,11        | 411,2711  | 0,11 | 61,4543  |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N*       | 0,00       | 1,37      | 0,00        | 1,1912    | 0,00 | 0,177995 |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N-HCOOH* | 0,00       | 0,0035    | 0,00        | 0,003021  | 0,00 | 0,000451 |
| H <sub>2</sub> O                         | 0,02       | 67,46739  | 0,02        | 58,69663  | 0,02 | 8,770761 |
| TOTAL                                    | 1,00       | 4.205,15  | 1           | 3.658,48  | 1    | 546,6695 |

### 4. Mixing Point Purge Gas

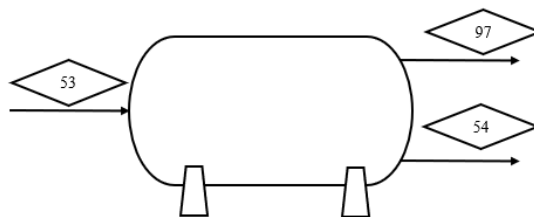


**Tabel IV.19** Neraca Massa Mixing Point Purge Gas

| Neraca Massa Mixing Point Purge Gas |            |       |             |
|-------------------------------------|------------|-------|-------------|
| Komponen                            | MASUK (kg) |       | Keluar (kg) |
|                                     | <160>      | <161> | <162>       |

|                                          | xi   | m         | xi   | m         | xi   | m        |
|------------------------------------------|------|-----------|------|-----------|------|----------|
| Hydrogen                                 | 0,44 | 241,8981  | 0,05 | 32,612705 | 0,44 | 214,8981 |
| CO <sub>2</sub>                          | 0,43 | 234,36787 | 0,68 | 442,03702 | 0,43 | 234,3679 |
| FormicAcid                               | 0,00 | 0         | 0,00 | 0         | 0,00 | 0        |
| Methanol                                 | 0,11 | 61,454303 | 0,24 | 153,60439 | 0,11 | 61,4543  |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N*       | 0,00 | 0,1779954 | 0,00 | 0,1707172 | 0,00 | 0,177995 |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N-HCOOH* | 0,00 | 0,0004514 | 0,00 | 0,000222  | 0,00 | 0,000451 |
| H <sub>2</sub> O                         | 0,02 | 8,7707609 | 0,03 | 19,26771  | 0,02 | 8,770761 |
| TOTAL                                    | 1,00 | 546,6695  | 1    | 647,6928  | 1,00 | 546,6695 |

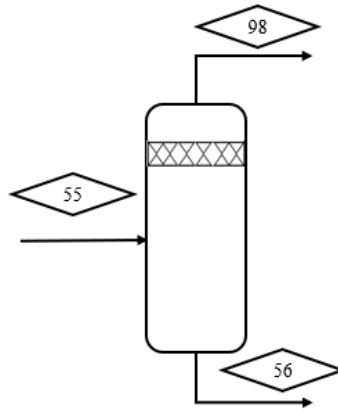
### 5. Formic Acid Decanter Vessel (V-481)



**Tabel IV.20** Neraca Massa *Decanter Vessel* (V-481)

| Neraca Massa <i>Decanter Vessel</i>      |            |           |             |          |       |           |
|------------------------------------------|------------|-----------|-------------|----------|-------|-----------|
| Komponen                                 | MASUK (kg) |           | Keluar (kg) |          |       |           |
|                                          | <53>       |           | <97>        |          | <54>  |           |
|                                          | xi         | m         | xi          | m        | xi    | m         |
| Hydrogen                                 | 0,000      | 50,52     | 0,002       | 17,64506 | 0,000 | 32,87081  |
| CO <sub>2</sub>                          | 0,005      | 610,43    | 0,008       | 64,55634 | 0,004 | 545,8693  |
| FormicAcid                               | 0,000      | 0,00      | 0,000       | 0        | 0,000 | 0         |
| Methanol                                 | 0,334      | 45,292,01 | 0,000       | 0,58588  | 0,356 | 45.291,42 |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N*       | 0,065      | 8.817,37  | 0,981       | 8.389,2  | 0,003 | 428,172   |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N-HCOOH* | 0,544      | 73.830,97 | 0,009       | 74,35765 | 0,580 | 73.756,62 |
| H <sub>2</sub> O                         | 0,052      | 7.030,91  | 0,000       | 0,993266 | 0,055 | 7.029,917 |
| TOTAL                                    | 1,00       | 135.632,2 | 1,00        | 8.547,34 | 1,00  | 127.084,9 |

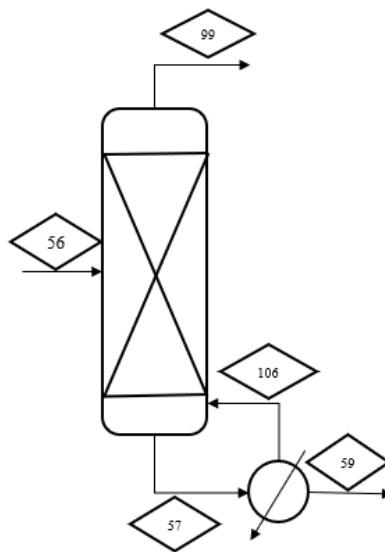
### 6. Formic Acid Flash Separator (V-482)



**Tabel IV.21** Neraca Massa *Formic Acid Flash Separator* (V-482)

| Neraca Massa <i>Flash Separator</i>      |            |           |             |          |       |           |
|------------------------------------------|------------|-----------|-------------|----------|-------|-----------|
| Neraca Massa                             | MASUK (kg) |           | Keluar (kg) |          |       |           |
|                                          | <55>       |           | <56>        |          | <98>  |           |
|                                          | xi         | m         | xi          | m        | xi    | m         |
| Hydrogen                                 | 0,000      | 32,87     | 0,050       | 32,6127  | 0,000 | 0,258104  |
| CO <sub>2</sub>                          | 0,004      | 545,87    | 0,682       | 442,037  | 0,001 | 103,8323  |
| FormicAcid                               | 0,000      | 0,00      | 0,000       | 0        | 0,000 | 0         |
| Methanol                                 | 0,356      | 45.291,42 | 0,237       | 153,6044 | 0,357 | 45.137,82 |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N*       | 0,003      | 428,17    | 0,000       | 0,170717 | 0,003 | 428,0012  |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N-HCOOH* | 0,580      | 73.756,62 | 0,000       | 0,000222 | 0,583 | 73.756,62 |
| H <sub>2</sub> O                         | 0,055      | 7.029,92  | 0,030       | 19,26771 | 0,055 | 7.010,649 |
| TOTAL                                    | 1,00       | 127.084,9 | 1,00        | 647,69   | 1,00  | 126.437,2 |

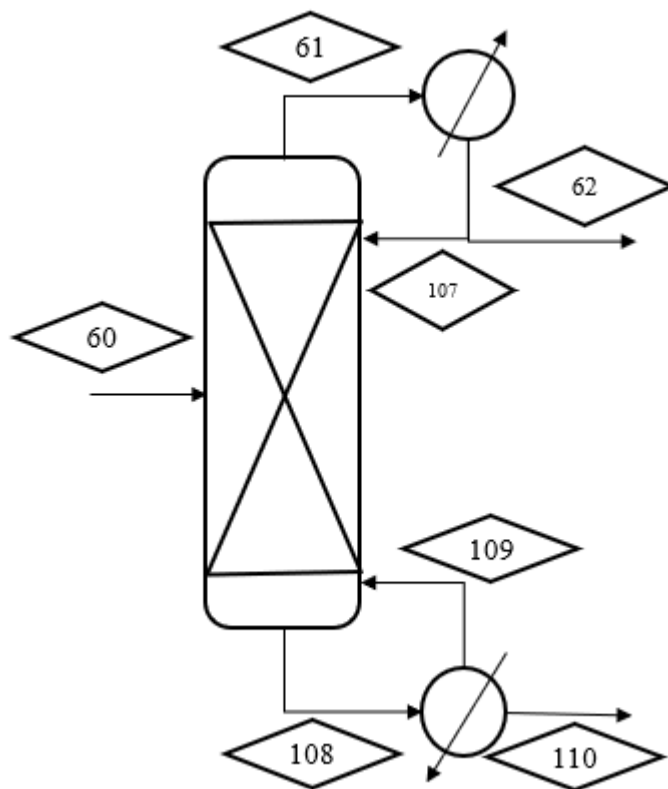
## 7. *Formic Acid Stripper Column* (C-481)



**Tabel IV.22** Neraca Massa *Formic Acid Stripper Column* (C-481)

| Neraca Massa <i>Formic Acid Stripper Column</i> |            |           |             |           |       |           |
|-------------------------------------------------|------------|-----------|-------------|-----------|-------|-----------|
| Komponen                                        | MASUK (kg) |           | Keluar (kg) |           |       |           |
|                                                 | <56>       |           | <99>        |           | <59>  |           |
|                                                 | xi         | m         | xi          | m         | xi    | m         |
| Hydrogen                                        | 0,000      | 0,26      | 0,000       | 0,258104  | 0,000 | 5,93E-28  |
| CO <sub>2</sub>                                 | 0,001      | 103,83    | 0,002       | 103,8323  | 0,000 | 1,42E-26  |
| FormicAcid                                      | 0,000      | 0,00      | 0,000       | 0         | 0,000 | 0         |
| Methanol                                        | 0,357      | 45.137,82 | 0,861       | 43.538,07 | 0,021 | 1.599,746 |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N*              | 0,003      | 428,00    | 0,001       | 46,24363  | 0,005 | 381,7576  |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N-HCOOH*        | 0,583      | 73.756,62 | 0,000       | 0,32202   | 0,972 | 73.756,29 |
| H <sub>2</sub> O                                | 0,055      | 7.010,65  | 0,136       | 6.855,629 | 0,002 | 155,0201  |
| TOTAL                                           | 1,00       | 126.437,2 | 1,00        | 50.544,35 | 1,00  | 75.892,8  |

## 8. *Formic Acid Distillation Column (C-482)*



Tabel IV.23 Neraca Massa *Formic Acid Distillation Column (C-482)*

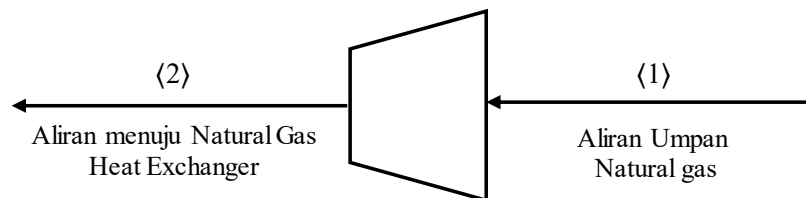
| Neraca Massa <i>Formic Acid Distillation Column</i> |            |      |             |      |       |      |
|-----------------------------------------------------|------------|------|-------------|------|-------|------|
| Komponen                                            | MASUK (kg) |      | Keluar (kg) |      |       |      |
|                                                     | <60>       |      | <62>        |      | <110> |      |
|                                                     | xi         | m    | xi          | m    | xi    | m    |
| Hydrogen                                            | 0,000      | 0,00 | 0,00        | 0,00 | 0,00  | 0,00 |

|                                          |       |           |      |           |      |           |
|------------------------------------------|-------|-----------|------|-----------|------|-----------|
| CO <sub>2</sub>                          | 0,000 | 0,00      | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| FormicAcid                               | 0,000 | 0,00      | 0,86 | 10.368,40 | 0,01 | 389,82    |
| Methanol                                 | 0,000 | 1.599,75  | 0,13 | 1.599,75  | 0,00 | 0,00      |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N*       | 0,000 | 381,76    | 0,00 | 0,00      | 0,99 | 63.379,82 |
| C <sub>18</sub> H <sub>39</sub> N-HCOOH* | 0,000 | 73.756,29 | 0,00 | 0,00      | 0,00 | 0,00      |
| H <sub>2</sub> O                         | 0,000 | 155,02    | 0,01 | 155,02    | 0,00 | 0,00      |
| TOTAL                                    | 0,00  | 75.892,82 | 1,00 | 12.123,17 | 1,00 | 63.769,65 |

## IV.2 Neraca Energi

Berikut adalah neraca energi pada peralatan yang ada pada pabrik produksi ammonia dengan CCUS:

### 1. Natural Gas Compressor (K-101)

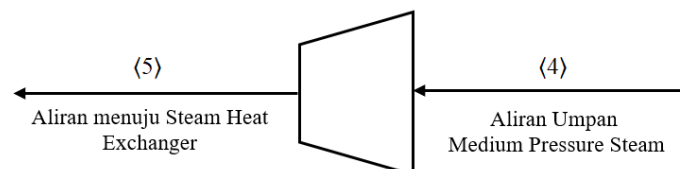


Tekanan Masuk = 20 bar  
 (P 1)  
 Suhu Masuk (T 1) = 30 °C  
 Tekanan Keluar = 29,44 bar  
 (P 2)  
 Suhu Keluar (T 2) = 62,9 °C

**Tabel IV.24** Neraca Panas Natural Gas Compressor

| NERACA PANAS <i>NATURAL GAS COMPRESSOR</i> |                  |                 |                 |
|--------------------------------------------|------------------|-----------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                                 |                  | KELUAR (kJ)     |                 |
| H1                                         | -3.007.514.397,8 | H2              | -302.400.776,30 |
| W                                          | 5.567.338,283    |                 |                 |
| TOTAL                                      | -302.400.776,30  | -302.400.776,30 |                 |
| ERROR                                      | 0.00             |                 |                 |

### 2. Steam Compressor (K-102)



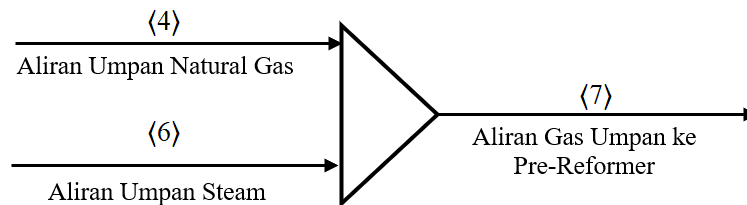
Tekanan Masuk (P 4) = 20 bar  
 Suhu Masuk (T 4) = 212,8 °C

Tekanan Keluar (P 5) = 31 bar  
 Suhu Keluar (T 5) = 284,9 °C

**Tabel IV.25** Neraca Panas *Steam Compressor*

| NERACA PANAS <i>STEAM COMPRESSOR</i> |                  |                  |                  |
|--------------------------------------|------------------|------------------|------------------|
| MASUK (kJ)                           |                  | KELUAR (kJ)      |                  |
| H5                                   | -1.783.477.628,5 | H6               | -1.766.179.134,8 |
| W                                    | 17.298.493,67    |                  |                  |
| TOTAL                                | -1.766.179.134,8 | -1.766.179.134,8 |                  |
| ERROR                                | 0.00             |                  |                  |

### 3. *Mixing Point 1 (MIX-1)*

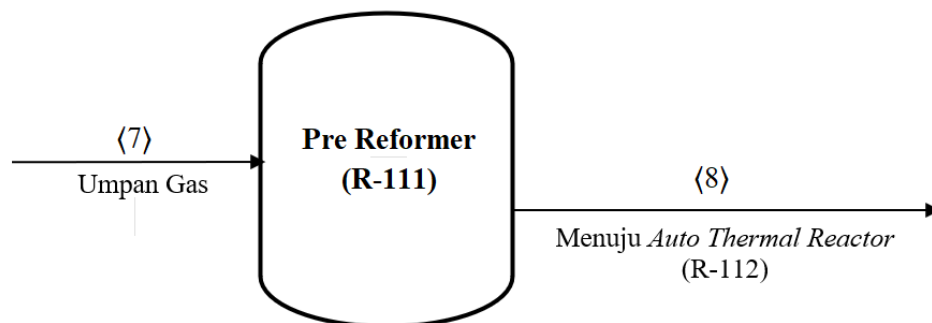


Tekanan Masuk (P4) = 29,44 bar      Tekanan Keluar (P7) = 19,44 bar  
 Suhu Masuk (T4) = 500 °C      Suhu Keluar (T7) = 443,1 °C  
 Tekanan Masuk (P6) = 31 bar  
 Suhu Masuk (T6) = 399 °C

**Tabel IV.26** Neraca Panas *Mixing Point 1*

| NERACA PANAS <i>MIXING POINT 1</i> |                   |                   |                   |
|------------------------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| MASUK (kJ)                         |                   | KELUAR (kJ)       |                   |
| H4                                 | -220,958,284.37   | H8                | -1.898.994.398,91 |
| H7                                 | -1.678.036.114,54 |                   |                   |
| TOTAL                              | -1.898.994.398,91 | -1.898.994.398,91 |                   |
| ERROR                              | 0.00              |                   |                   |

### 4. *Pre Reformer Reactor (R-111)*



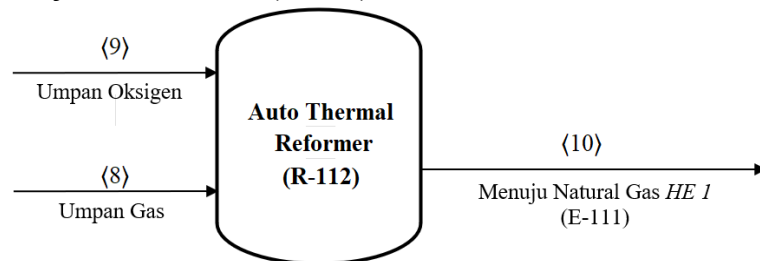
Tekanan Masuk (P7) = 29,44 bar

Suhu Masuk (T7) = 443 °C  
 Tekanan Keluar (P8) = 29,03 bar  
 Suhu Keluar (T8) = 398 °C

**Tabel IV.27** Neraca Panas *Pre Reformer*

| NERACA PANAS <i>PRE REFORMER</i> |                |             |                |
|----------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                       |                | KELUAR (kJ) |                |
| H8                               | -1.898.994.399 | H9          | -1.898.994.150 |
| TOTAL                            | -1.898.994.399 | TOTAL       | -1.898.994.150 |

### 5. *Auto Thermal Reformer Reactor (R-112)*

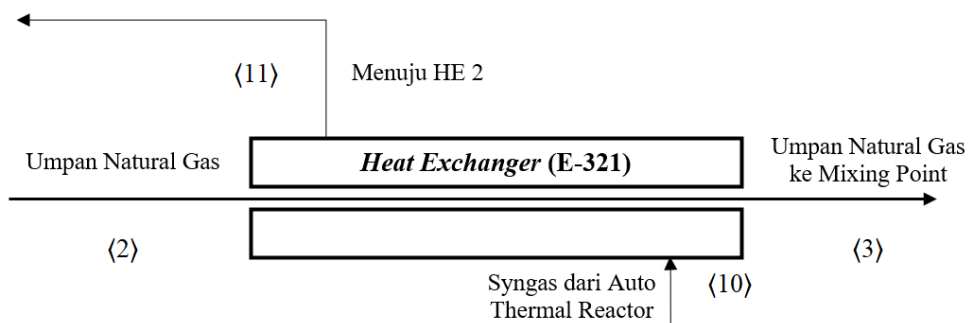


Tekanan Masuk (P9) = 29,03 bar      Tekanan Keluar (P10) = 28,34 bar  
 Suhu Masuk (T9) = 411 °C      Suhu Keluar (T10) = 1.239 °C  
 Tekanan Masuk (P8) = 29,03 bar  
 Suhu Masuk (T8) = 500 °C

**Tabel IV.28** Neraca Panas *Auto Thermal Reformer*

| NERACA PANAS <i>AUTO THERMAL REFORMER</i> |                |             |                |
|-------------------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                                |                | KELUAR (kJ) |                |
| H9                                        | -1.898.994.150 | H11         | -1.852.728.982 |
| H10                                       | 48.366.239     |             |                |
| TOTAL                                     | -1.850.627.911 | TOTAL       | -1.852.728.982 |
| $\Delta H$                                |                | 0           |                |

### 6. *Natural Gas Heat Exchanger (E-111)*

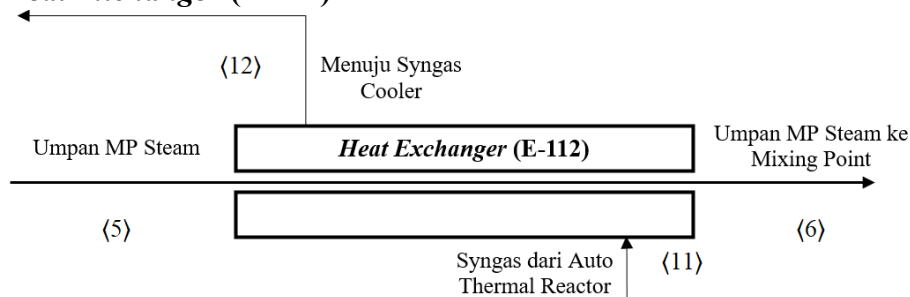


|                     |   |           |                      |   |           |
|---------------------|---|-----------|----------------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk (P2)  | = | 29.44 bar | Tekanan Masuk (P10)  | = | 28.34 bar |
| Suhu Masuk (T2)     | = | 63 °C     | Suhu Masuk (T10)     | = | 1284 °C   |
| Tekanan Keluar (P3) | = | 29.44 bar | Tekanan Keluar (P11) | = | 28.20 bar |
| Suhu Keluar (T3)    | = | 500 °C    | Suhu Keluar (T11)    | = | 1167°C    |

**Tabel IV.29** Neraca Panas *Natural Gas Heat Exchanger*

| NERACA PANAS <i>NATURAL GAS HEAT EXCHANGER</i> |                |             |                |
|------------------------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                                     |                | KELUAR (kJ) |                |
| H3                                             | -310.609.615   | H4          | -206.634.292   |
| H11                                            | -1.747.185.902 | H12         | -1.851.161.226 |
| TOTAL                                          | -2.057.795.517 | TOTAL       | -2.057.795.517 |
| Error                                          |                | 0.00        |                |

### 7. *Steam Heat Exchanger (E-112)*

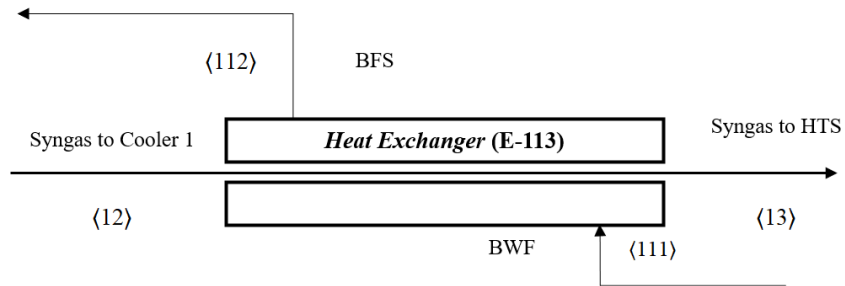


|                     |   |        |                      |   |           |
|---------------------|---|--------|----------------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk (P5)  | = | 31 bar | Tekanan Masuk (P11)  | = | 28,20 bar |
| Suhu Masuk (T5)     | = | 284 °C | Suhu Masuk (T11)     | = | 1.167 °C  |
| Tekanan Keluar (P6) | = | 31 bar | Tekanan Keluar (P12) | = | 28,06 bar |
| Suhu Keluar (T6)    | = | 399 °C | Suhu Keluar (T12)    | = | 1.077 °C  |

**Tabel IV.30** Neraca Panas *Steam Heat Exchanger*

| NERACA PANAS <i>STEAM HE</i> |                |             |                |
|------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                   |                | KELUAR (kJ) |                |
| H6                           | -1.711.410.775 | H7          | -1.678.036.115 |
| H12                          | -1.949.014.544 | H13         | -1.982.389.205 |
| TOTAL                        | -3.660.425.319 | TOTAL       | -3.660.425.319 |
| Error                        |                | 0.00        |                |

### 8. *Effluent Reformer Cooler (E-113)*

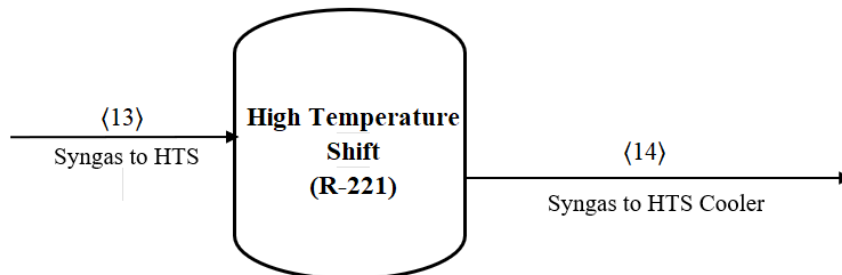


|                      |   |           |                        |   |        |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|--------|
| Tekanan Masuk (P12)  | = | 28.06 bar | Tekanan Masuk (P BWF)  | = | 8 bar  |
| Suhu Masuk (T12)     | = | 1077 °C   | Suhu Masuk (T BWF)     | = | 30 °C  |
| Tekanan Keluar (P13) | = | 27,99 bar | Tekanan Keluar (P BFS) | = | 8 bar  |
| Suhu Keluar (T13)    | = | 335.6 °C  | Suhu Keluar (T BFS)    | = | 218 °C |

**Tabel IV.31** Neraca Panas *Effluent Reformer Cooler*

| NERACA PANAS <i>EFFLUENT REFORMER COOLER</i> |                |             |                |
|----------------------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                                   |                | KELUAR (kJ) |                |
| H13                                          | -1,982,389,205 | H14         | -2,531,200,114 |
| BFW                                          | -3463853645.4  | BFS         | -2864019081.2  |
| TOTAL                                        | -5484683069.1  | TOTAL       | -5484683069.1  |
| $\Delta H$                                   |                | 0           |                |

### 9. High Temperature Shift Reactor (R-221)

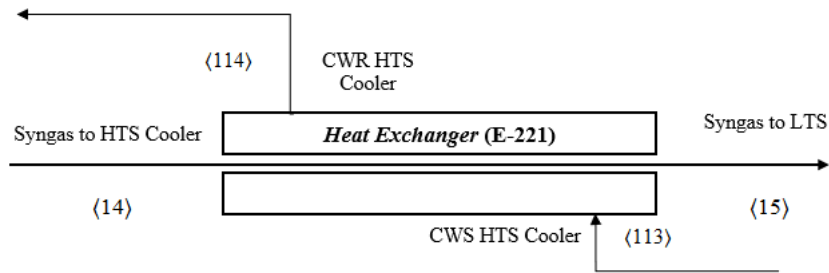


|                |   |           |
|----------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk  | = | 27.99 bar |
| (P13)          |   |           |
| Suhu Masuk     | = | 336 °C    |
| (T13)          |   |           |
| Tekanan Keluar | = | 27.3 bar  |
| (P14)          |   |           |
| Suhu Keluar    | = | 448 °C    |
| (T14)          |   |           |

**Tabel IV.32** Neraca Panas *High Temperature Shift*

| NERACA PANAS <i>High Temperature Shift</i> |                |             |                |
|--------------------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                                 |                | KELUAR (kJ) |                |
| H13                                        | -2.531.200.114 | H14         | -2.531.200.114 |
| TOTAL                                      | -2.531.200.114 | TOTAL       | -2.531.200.114 |
| $\Delta H$                                 |                | 0.00        |                |

### 10. High Temperature Shift Reactor Cooler (E-221)

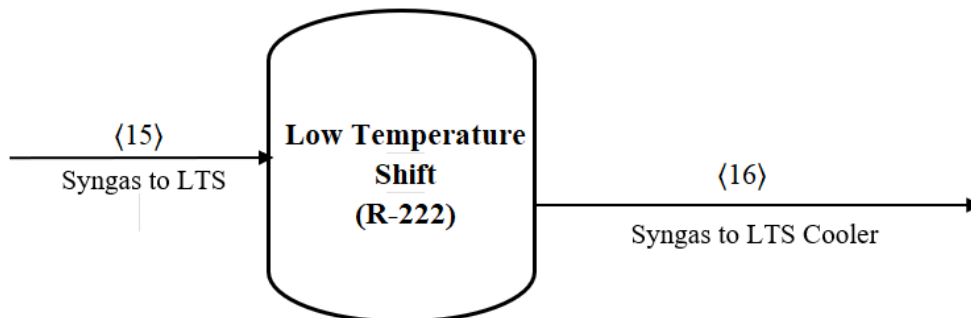


|                      |   |           |                        |   |       |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P13)  | = | 27.3 bar  | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T13)     | = | 448 °C    | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P14) | = | 26.96 bar | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T14)    | = | 225 °C    | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.33** Neraca Panas *High Temperature Shift Reactor Cooler*

| NERACA PANAS HTS COOLER |                |               |                |
|-------------------------|----------------|---------------|----------------|
| MASUK (kJ)              |                | KELUAR (kJ)   |                |
| H14                     | -2.531.200.114 | H15           | -2.703.948.599 |
| TOTAL                   | -2.531.200.114 | TOTAL         | -2.703.948.599 |
| $\Delta H$              |                | -177653130.69 |                |

#### 11. Low Temperature Shift Reactor (R-222)

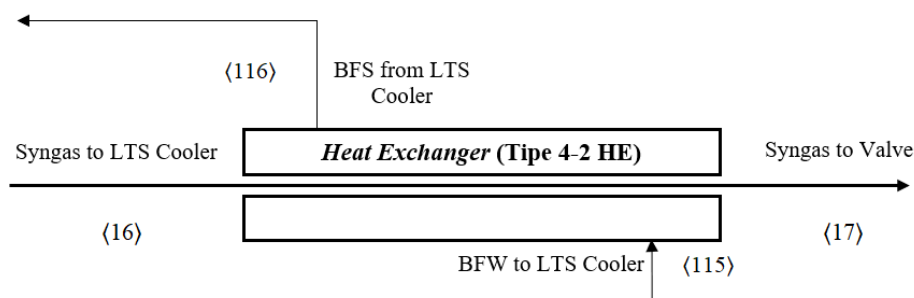


|                      |   |           |
|----------------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk (P15)  | = | 26.96 bar |
| Suhu Masuk (T15)     | = | 225 °C    |
| Tekanan Keluar (P16) | = | 26.27 bar |
| Suhu Keluar (T16)    | = | 262 °C    |

**Tabel IV.34** Neraca Panas *Low Temperature Shift Reactor*

| NERACA PANAS LowTemperature Shift |                |             |                |
|-----------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                        |                | KELUAR (kJ) |                |
| H15                               | -2.703.948.599 | H16         | -2.703.948.599 |
| TOTAL                             | -2.703.948.599 | TOTAL       | -2.703.948.599 |
| $\Delta H$                        |                | 0.00        |                |

#### 12. Low Temperature Shift Reactor Cooler (E-222)

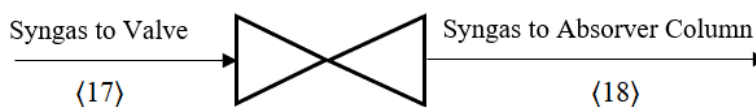


|                      |   |           |                        |   |       |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P16)  | = | 26.27 bar | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T16)     | = | 262 °C    | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P17) | = | 25.92 bar | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T17)    | = | 55 °C     | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.35** Neraca Panas *Low Temperature Shift Reactor Cooler*

| NERACA PANAS <i>LTS COOLER</i> |                |             |                |
|--------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                     |                | KELUAR (kJ) |                |
| H16                            | -2.703.948.599 | H17         | -2.997.086.899 |
| TOTAL                          | -2.703.948.599 | TOTAL       | -2.997.086.899 |
| $\Delta H$                     |                | -2.82E+08   |                |

### 13. *Valve to CO<sub>2</sub> Absorber Column (K-231)*

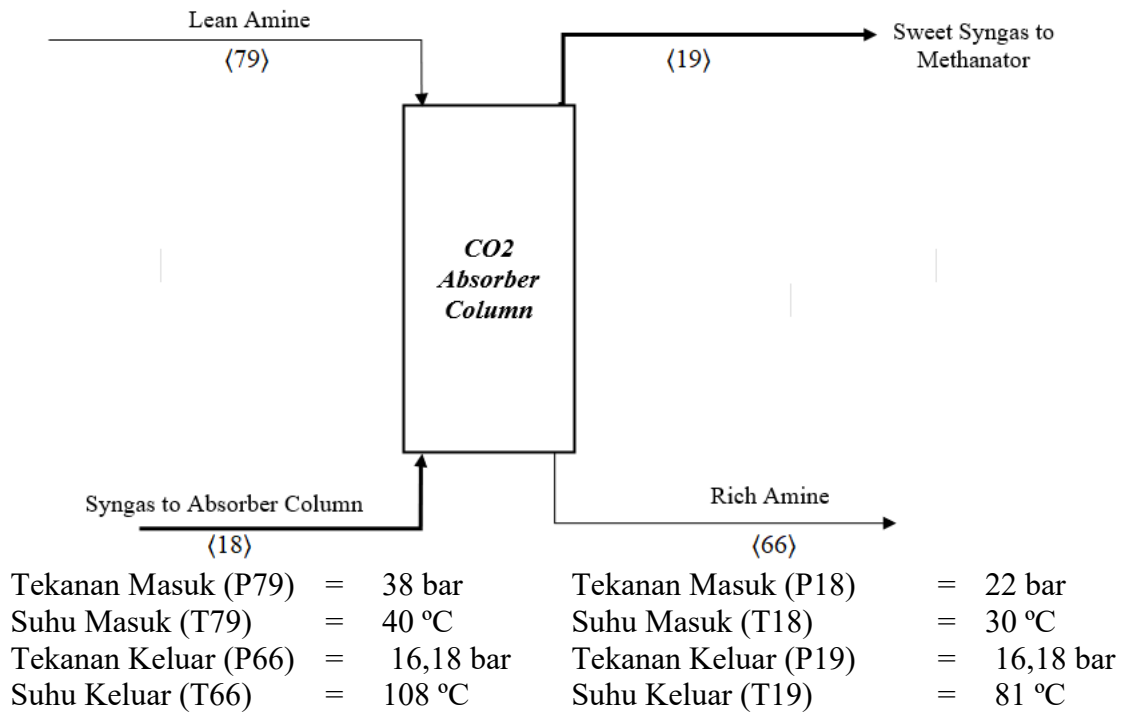


|                |   |           |
|----------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk  | = | 25.92 bar |
| (P17)          |   |           |
| Suhu Masuk     | = | 55 °C     |
| (T17)          |   |           |
| Tekanan Keluar | = | 22 bar    |
| (P18)          |   |           |
| Suhu Keluar    | = | 54.15 °C  |
| (P18)          |   |           |

**Tabel IV.36** Neraca Panas *Valve to CO<sub>2</sub> Absorber Column*

| NERACA PANAS <i>Valve to Absorption Column</i> |                |             |                |
|------------------------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                                     |                | KELUAR (kJ) |                |
| H17                                            | -2.997.086.899 | H18         | -2.997.086.899 |
| TOTAL                                          | -2.997.086.899 | TOTAL       | -2.997.086.899 |
| Error                                          |                | 0.0         |                |

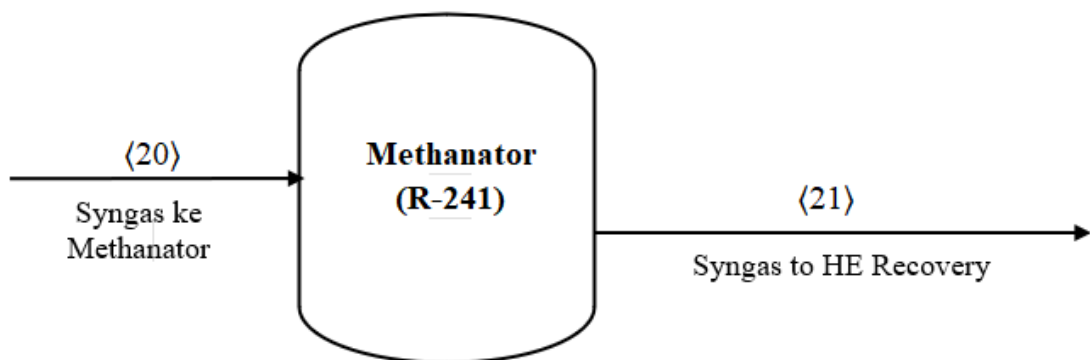
### 14. *CO<sub>2</sub> Absorber Column (C-231)*



**Tabel IV.37** Neraca Panas *CO<sub>2</sub> Absorber Column*

| NERACA PANAS <i>Absorber Column</i> |                 |             |                 |
|-------------------------------------|-----------------|-------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                          |                 | KELUAR (kJ) |                 |
| H19                                 | -2.997.086.899  | H20         | -23.100.499     |
| H76                                 | -15.917.131.147 | H65         | -18.963.719.861 |
| TOTAL                               | -18.914.218.045 | TOTAL       | -18.986.820.360 |
| Error                               |                 | 0%          |                 |

### 15. Methanator Reactor (R-241)

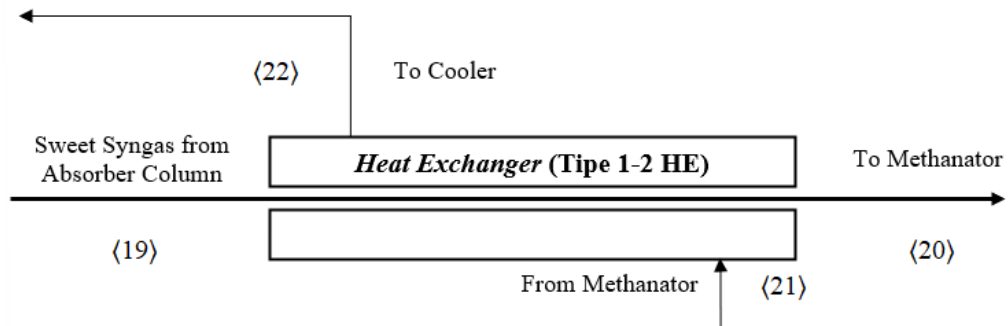


|         |        |   |           |
|---------|--------|---|-----------|
| Tekanan | Masuk  | = | 15.49 bar |
|         | (P20)  |   |           |
| Suhu    | Masuk  | = | 100 °C    |
|         | (T20)  |   |           |
| Tekanan | Keluar | = | 14.8 bar  |
|         | (P21)  |   |           |
| Suhu    | Keluar | = | 193.4 °C  |
|         | (T21)  |   |           |

**Tabel IV.38** Neraca Panas *Methanator*

| NERACA PANAS <i>Methanator Reactor</i> |            |             |            |
|----------------------------------------|------------|-------------|------------|
| MASUK (kJ)                             |            | KELUAR (kJ) |            |
| H21                                    | -3.726.403 | H22         | -3.726.403 |
| TOTAL                                  | -3.726.403 | TOTAL       | -3.726.403 |
| $\Delta H$                             |            | 0           |            |

**16. Methanator Recovery Heat Exchanger (E-241)**

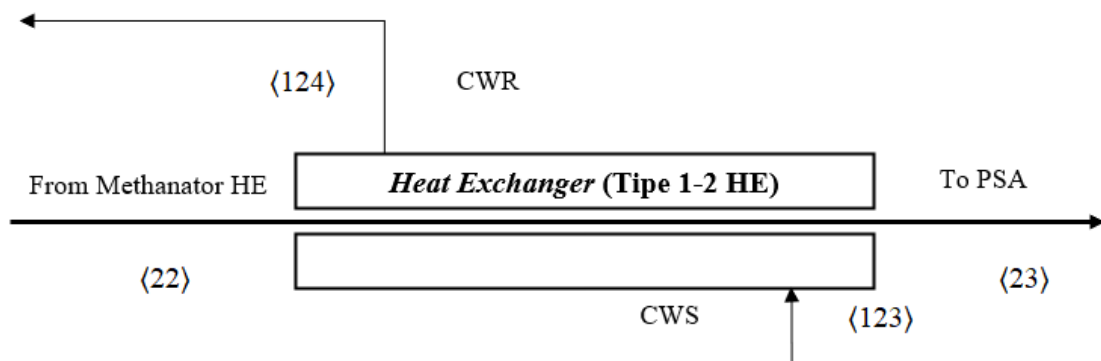


|                      |   |           |                      |   |           |
|----------------------|---|-----------|----------------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk (P19)  | = | 16.18 bar | Tekanan Masuk (P21)  | = | 14.8 bar  |
| Suhu Masuk (T19)     | = | 41 °C     | Suhu Masuk (T21)     | = | 193,4 °C  |
| Tekanan Keluar (P20) | = | 15.49 bar | Tekanan Keluar (P22) | = | 14.11 bar |
| Suhu Keluar (T20)    | = | 100 °C    | Suhu Keluar (T22)    | = | 135 °C    |

**Tabel IV.39** Neraca Panas *Methanator Recovery Heat Exchanger*

| NERACA PANAS <i>METHANATOR RECOVERY HE</i> |             |             |             |
|--------------------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| MASUK (kJ)                                 |             | KELUAR (kJ) |             |
| H20                                        | -23,100,499 | H21         | -3,726,403  |
| H22                                        | -3,726,403  | H23         | -23,100,499 |
| TOTAL                                      | -26,826,902 | TOTAL       | -26,826,902 |
| $\Delta H$                                 |             | 0.00        |             |

**17. Methanator Effluent Cooler (E-242)**

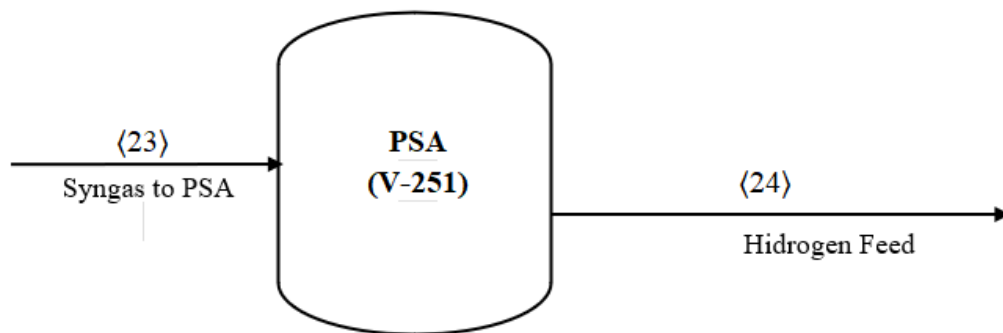


|                      |   |           |                        |   |       |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P22)  | = | 14.11 bar | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T22)     | = | 215.9 °C  | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P23) | = | 13.81 bar | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T23)    | = | 50 °C     | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.40** Neraca Panas *Methanator Effluent Reactor*

| NERACA PANAS <i>Methanator Effluent Cooler</i> |             |              |             |
|------------------------------------------------|-------------|--------------|-------------|
| MASUK (kJ)                                     |             | KELUAR (kJ)  |             |
| H23a                                           | -23,100,499 | H23b         | -50,410,403 |
| TOTAL                                          | -23,100,499 | TOTAL        | -50,410,403 |
| $\Delta H$                                     |             | -51041910.12 |             |

### 18. Pressure Swing Adsorption (V-251 A/B)

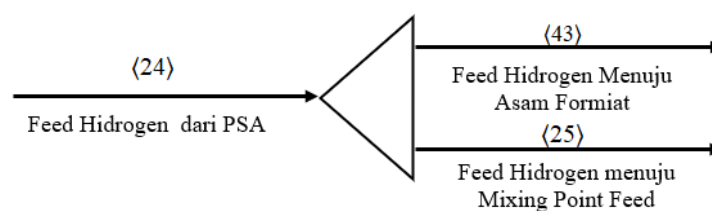


|                      |   |           |
|----------------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk (P23)  | = | 13,81 bar |
| Suhu Masuk (T23)     | = | 50 °C     |
| Tekanan Keluar (P24) | = | 13,43 bar |
| Suhu Keluar (T24)    | = | 61 °C     |

**Tabel IV.41** Neraca Panas *Pressure Swing Adsorption*

| NERACA PANAS <i>PSA</i> |             |               |            |
|-------------------------|-------------|---------------|------------|
| MASUK (kJ)              |             | KELUAR (kJ)   |            |
| H23b                    | -50.410.403 | H24           | 11.791.404 |
| TOTAL                   | -50.410.403 | TOTAL         | 11.791.404 |
| $\Delta H$              |             | 62.201.807,34 |            |

### 19. TEE Point 1 (TEE-1)

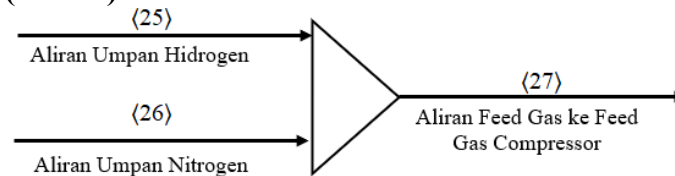


Tekanan Masuk (P24) = 13,43 bar      Tekanan Keluar (P25) = 13,43 bar  
 Suhu Masuk (T24) = 63,2 °C      Suhu Keluar (T25) = 63,2 °C  
 Tekanan Keluar (P43) = 13,43 bar  
 Suhu Keluar (T43) = 63,2 °C

**Tabel IV.42** Neraca Panas *TEE Point 1*

| NERACA PANAS <i>TEE POINT 1</i> |            |             |            |
|---------------------------------|------------|-------------|------------|
| MASUK (kJ)                      |            | KELUAR (kJ) |            |
| H24                             | 11.791.404 | H42         | 415.345    |
|                                 |            | H25         | 11.376.059 |
| TOTAL                           | 11.791.404 | TOTAL       | 11.791.404 |
| $\Delta H$                      |            | 0.00        |            |

## 20. *Mixing Point 3 (MIX-3)*

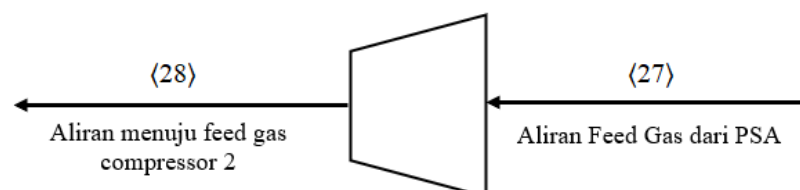


Tekanan Masuk (P25) = 13,43 bar      Tekanan Keluar (P27) = 13.43 bar  
 Suhu Masuk (T25) = 63,2 °C      Suhu Keluar (T27) = 52.6 °C  
 Tekanan Masuk (P26) = 20 bar  
 Suhu Masuk (T26) = 27 °C

**Tabel IV.43** Neraca Panas *Mixing Point 3*

| NERACA PANAS <i>MIXING POINT 3</i> |            |             |            |
|------------------------------------|------------|-------------|------------|
| MASUK (kJ)                         |            | KELUAR (kJ) |            |
| H24                                | 11.376.059 | H26         | 10.781.805 |
| H25                                | -594.254   |             |            |
| TOTAL                              | 10.781.805 | TOTAL       | 10.781.805 |
| $\Delta H$                         |            | 0.00        |            |

## 21. *Feed Gas Compressor 1 (K-361)*

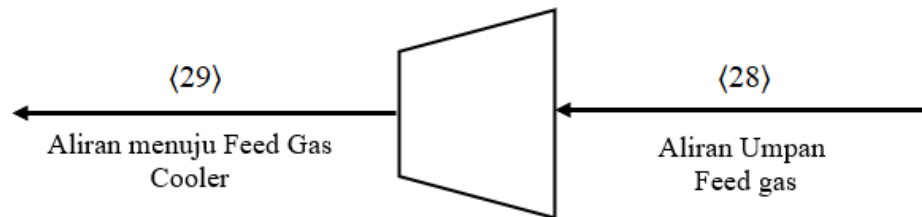


Tekanan Masuk (P27) = 13.43 bar  
 Suhu Masuk (T27) = 52.6 °C  
 Tekanan Keluar (P28) = 40 bar  
 Suhu Keluar (T28) = 199.2 °C

**Tabel IV.44** Neraca Panas *Feed Gas Compressor 1*

| NERACA PANAS <i>FEED GAS COMPRESSOR 1</i> |               |             |            |
|-------------------------------------------|---------------|-------------|------------|
| MASUK (kJ)                                |               | KELUAR (kJ) |            |
| H27                                       | 10.781.805    | H28         | 68.795.593 |
| W                                         | 58.013.788,00 |             |            |
| TOTAL                                     | 68.795.593    | TOTAL       | 68.795.593 |
| $\Delta H$                                |               | 0.00        |            |

## 22. *Feed Gas Compressor 2 (K-362)*

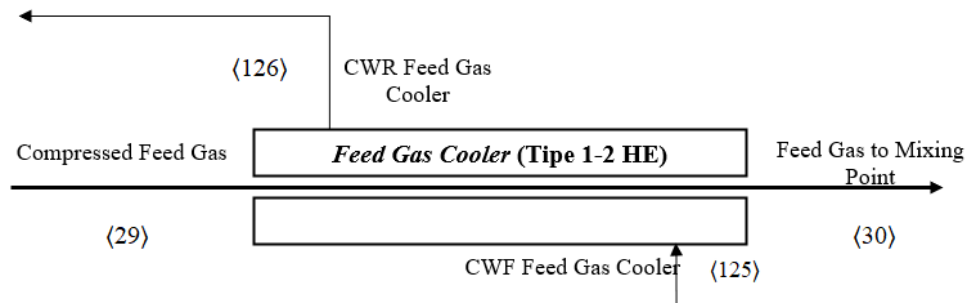


|                      |   |          |
|----------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P28)  | = | 40 bar   |
| Suhu Masuk (T28)     | = | 199 °C   |
| Tekanan Keluar (P29) | = | 100 bar  |
| Suhu Keluar (T29)    | = | 369,1 °C |

**Tabel IV.45** Neraca Panas *Feed Gas Compressor 2*

| NERACA PANAS <i>FEED GAS COMPRESSOR 2</i> |                |             |                |
|-------------------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                                |                | KELUAR (kJ) |                |
| H28                                       | 68.795.593     | H29         | 136.619.338,05 |
| W                                         | 67.823.745,04  |             |                |
| TOTAL                                     | 136.619.338,05 | TOTAL       | 136.619.338,05 |
| $\Delta H$                                |                | 0.00        |                |

## 23. *Feed Gas Cooler (E-361)*

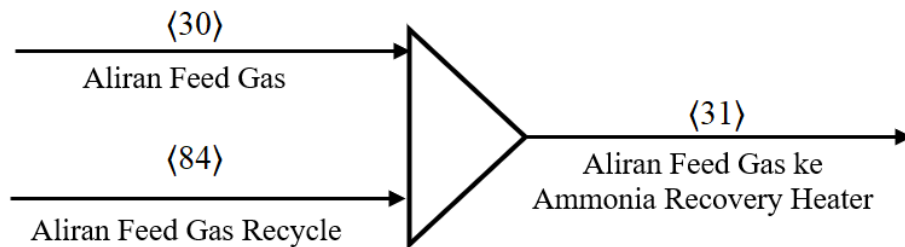


|                      |   |           |                        |   |       |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P29)  | = | 100 bar   | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T29)     | = | 363,8 °C  | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P30) | = | 99,99 bar | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T30)    | = | 250 °C    | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.46** Neraca Panas *Feed Gas Cooler*

| NERACA PANAS <i>FEED GAS COOLER</i> |                |              |            |
|-------------------------------------|----------------|--------------|------------|
| MASUK (kJ)                          |                | KELUAR (kJ)  |            |
| H29                                 | 136.619.338,05 | H30          | 88,782,723 |
|                                     |                |              |            |
| TOTAL                               | 136.619.338,05 | TOTAL        | 88,782,723 |
| $\Delta H$                          |                | -47658270.92 |            |

**24. Mixing Point 5 (MIX-5)**



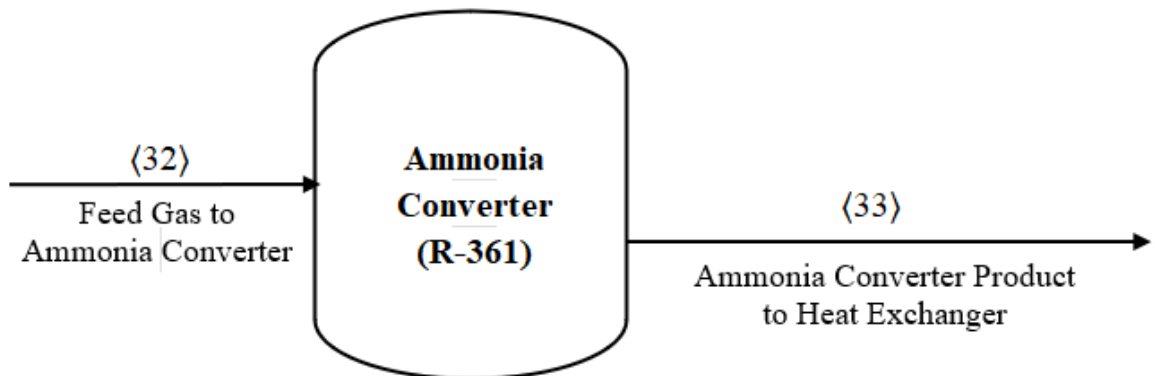
Tekanan Masuk (P30) = 99,99 bar  
 Suhu Masuk (T30) = 250 °C  
 Tekanan Masuk (P84) = 99,97 bar  
 Suhu Masuk (T84) = 200 °C

Tekanan Keluar (P31) = 99,97 bar  
 Suhu Keluar (T31) = 213,3 °C

**Tabel IV.47** Neraca Panas *Mixing Point 5*

| NERACA PANAS <i>MIXING POINT 5 (MIX-5)</i> |             |             |             |
|--------------------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| MASUK (kJ)                                 |             | KELUAR (kJ) |             |
| H30                                        | 90.903.226  | H31         | 250.267.731 |
| H84                                        | 159.364.505 |             |             |
| TOTAL                                      | 250.267.731 | TOTAL       | 250.267.731 |
| $\Delta H$                                 |             | 0,00        |             |

**25. Ammonia Converter (R-361)**

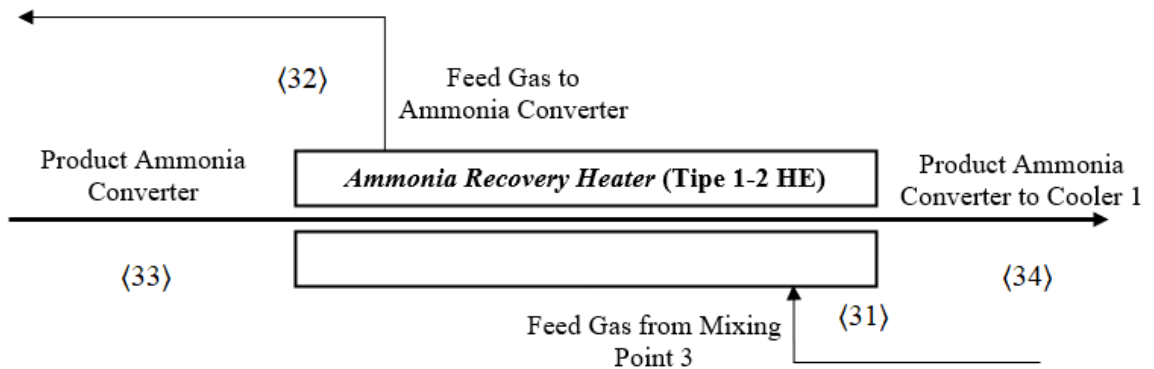


Tekanan Masuk (P32) = 99,02 bar  
 Suhu Masuk (T32) = 250 °C  
 Tekanan Keluar (P33) = 99,02 bar  
 Suhu Keluar (T33) = 435 °C

**Tabel IV.48** Neraca Panas *Ammonia Converter*

| NERACA PANAS <i>AMMONIA CONVERTER</i> |             |             |             |
|---------------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| MASUK (kJ)                            |             | KELUAR (kJ) |             |
| H32                                   | 315.641.973 | H33         | 315.641.973 |
| TOTAL                                 | 315.641.973 | TOTAL       | 315.641.973 |
| $\Delta H$                            |             | 0.00        |             |

## 26. *Ammonia Recovery Heater (E-363)*

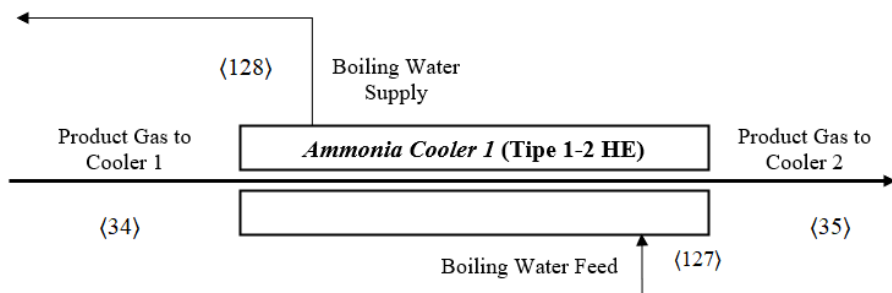


Tekanan Masuk (P31) = 99,97 bar      Tekanan Masuk (P33) = 99,02 bar  
 Suhu Masuk (T31) = 213 °C      Suhu Masuk (T33) = 435 °C  
 Tekanan Keluar (P32) = 99,02 bar      Tekanan Keluar (P34) = 98,34 bar  
 Suhu Keluar (T32) = 250 °C      Suhu Keluar (T34) = 399 °C

**Tabel IV.49** Neraca Panas *Ammonia Recovery Heater*

| NERACA PANAS <i>AMMONIA RECOVERY HEATER</i> |             |             |             |
|---------------------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| MASUK (kJ)                                  |             | KELUAR (kJ) |             |
| H31                                         | 250.267.731 | H32         | 315.641.973 |
| H33                                         | 315.641.973 | H34         | 250.267.731 |
| TOTAL                                       | 565.909.704 | TOTAL       | 565.909.704 |
| $\Delta H$                                  |             | 0.00        |             |

## 27. *Ammonia Cooler 1 (E-364)*

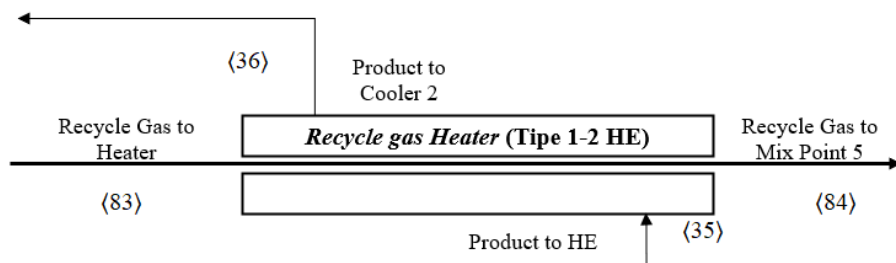


|                      |   |           |                        |   |          |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P34)  | = | 98,34 bar | Tekanan Masuk (P BWF)  | = | 8 bar    |
| Suhu Masuk (T34)     | = | 399 °C    | Suhu Masuk (T BWF)     | = | 30 °C    |
| Tekanan Keluar (P35) | = | 97,65 bar | Tekanan Keluar (P BWS) | = | 8 bar    |
| Suhu Keluar (T35)    | = | 300 °C    | Suhu Keluar (T BWS)    | = | 218,4 °C |

**Tabel IV.50** Neraca Panas *Ammonia Cooler 1*

| NERACA PANAS <i>AMMONIA COOLER 1</i> |             |                 |            |
|--------------------------------------|-------------|-----------------|------------|
| MASUK (kJ)                           |             | KELUAR (kJ)     |            |
| H34                                  | 250.267.731 | H35             | 70.715.407 |
|                                      |             |                 |            |
| TOTAL                                | 250.267.731 | TOTAL           | 70.715.407 |
| $\Delta H$                           |             | -179.552.324,08 |            |

## 28. *Recycle Gas Heater (E-362)*

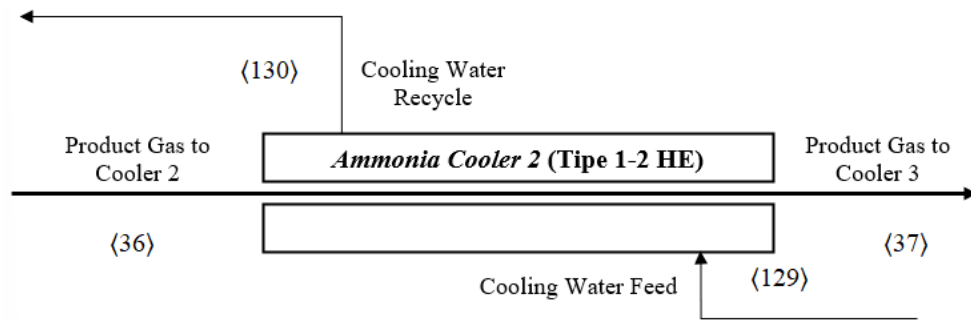


|                      |   |           |                      |   |          |
|----------------------|---|-----------|----------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P35)  | = | 97,65 bar | Tekanan Masuk (P83)  | = | 100 bar  |
| Suhu Masuk (T35)     | = | 300 °C    | Suhu Masuk (T83)     | = | 118 °C   |
| Tekanan Keluar (P36) | = | 97,35 bar | Tekanan Keluar (P84) | = | 99,7 bar |
| Suhu Keluar (T32)    | = | 240 °C    | Suhu Keluar (T84)    | = | 200 °C   |

**Tabel IV.51** Neraca Panas *Recycle Gas Heater*

| NERACA PANAS <i>RECYCLE GAS HEATER</i> |             |             |             |
|----------------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| MASUK (kJ)                             |             | KELUAR (kJ) |             |
| H83                                    | 51.451.667  | H84         | 156.459.749 |
| H35                                    | 70.715.407  | H36         | -35.223.514 |
| TOTAL                                  | 122.167.073 | TOTAL       | 121.236.235 |
| $\Delta H$                             |             | 0.00        |             |

## 29. *Ammonia Cooler 2 (E-365)*

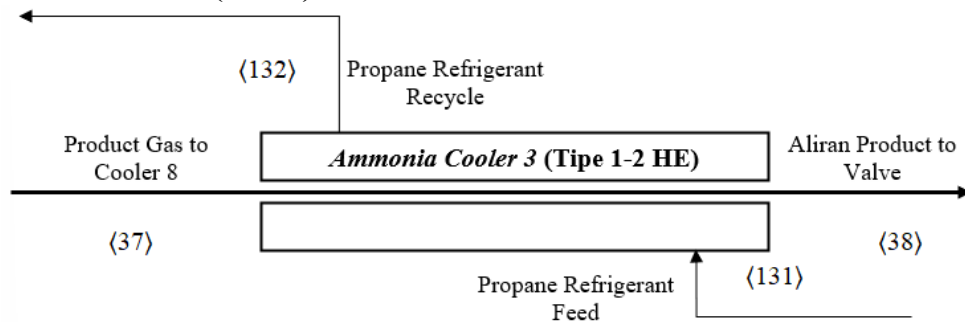


|                      |   |           |                        |   |       |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P36)  | = | 97,35 bar | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T36)     | = | 240 °C    | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P37) | = | 96,67 bar | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T37)    | = | 70 °C     | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.52** Neraca Panas *Ammonia Cooler 2*

| NERACA PANAS <i>AMMONIA COOLER 2</i> |             |                 |              |
|--------------------------------------|-------------|-----------------|--------------|
| MASUK (kJ)                           |             | KELUAR (kJ)     |              |
| H36                                  | -35.854.964 | H37             | -310.663.886 |
|                                      |             |                 |              |
| TOTAL                                | -35.854.964 | TOTAL           | -310.663.886 |
| $\Delta H$                           |             | -274.808.921,50 |              |

### 30. *Ammonia Cooler 3 (E-366)*

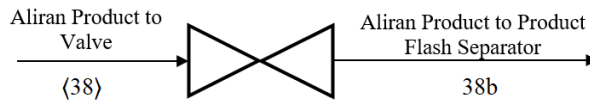


|                      |   |           |                        |   |          |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P37)  | = | 96,67 bar | Tekanan Masuk (P PRF)  | = | 3 bar    |
| Suhu Masuk (T37)     | = | 70 °C     | Suhu Masuk (T PRF)     | = | -50 °C   |
| Tekanan Keluar (P38) | = | 96,67 bar | Tekanan Keluar (P PRR) | = | 2,32 bar |
| Suhu Keluar (T38)    | = | -35 °C    | Suhu Keluar (T PRR)    | = | -4,18 °C |

**Tabel IV.53** Neraca Panas *Ammonia Cooler 3*

| NERACA PANAS <i>AMMONIA COOLER 3</i> |              |                 |              |
|--------------------------------------|--------------|-----------------|--------------|
| MASUK (kJ)                           |              | KELUAR (kJ)     |              |
| H37                                  | -310.663.886 | H38             | -638.190.070 |
|                                      |              |                 |              |
| TOTAL                                | -310.663.886 | TOTAL           | -638.190.070 |
| $\Delta H$                           |              | -327.526.184,51 |              |

### 31. Valve Ammonia Product (K-361)

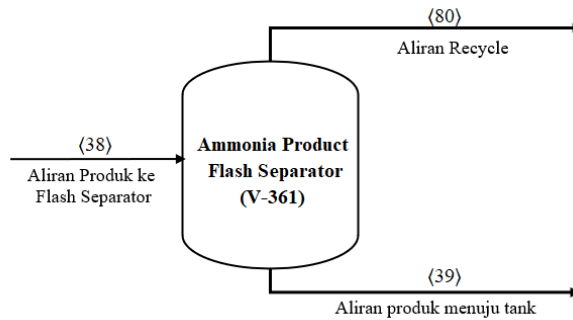


Tekanan Masuk (P37) = 96,67 bar  
 Suhu Masuk (T37) = -35 °C  
 Tekanan Keluar (P38) = 23 bar  
 Suhu Keluar (T38) = -41,02 °C

**Tabel IV.54** Neraca Panas *Valve Ammonia Product*

| NERACA PANAS <i>VALVE</i> AMMONIA PRODUCT |              |             |              |
|-------------------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                                |              | KELUAR (kJ) |              |
| H38                                       | -638.190.070 | H38b        | -638.190.070 |
|                                           |              |             |              |
| TOTAL                                     | -638.190.070 | TOTAL       | -638.190.070 |
| $\Delta H$                                |              | 0,00        |              |

### 32. Ammonia Product Flash Separator (V-361)

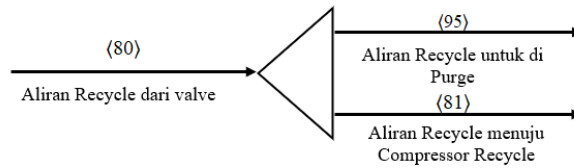


Tekanan Masuk (P38) = 23 bar      Tekanan Masuk (P39) = 22,8 bar  
 Suhu Masuk (T38) = -41 °C      Suhu Masuk (T39) = -41 °C  
 Tekanan Keluar (P80) = 22,8 bar  
 Suhu Keluar (T80) = -41 °C

**Tabel IV.55** Neraca Panas *Ammonia Product Flash Separator*

| NERACA PANAS <i>FLASH SEPARATOR</i> |              |             |              |
|-------------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                          |              | KELUAR (kJ) |              |
| H38                                 | -618.343.561 | H80         | -157.230.281 |
|                                     |              | H39         | -461.113.280 |
| TOTAL                               | -618.343.561 | TOTAL       | -618.343.561 |
| $\Delta H$                          |              | 0.00        |              |

### 33. TEE Point 2 (TEE-2)

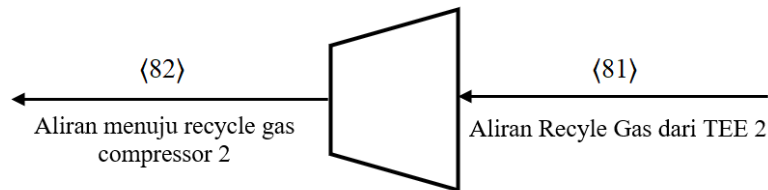


|                      |   |          |                      |   |          |
|----------------------|---|----------|----------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P80)  | = | 22,8 bar | Tekanan Keluar (P95) | = | 22,8 bar |
| Suhu Masuk (T80)     | = | -41 °C   | Suhu Keluar (T95)    | = | -41 °C   |
| Tekanan Keluar (P81) | = | 22,8 bar |                      |   |          |
| Suhu Keluar (T81)    | = | -41 °C   |                      |   |          |

**Tabel IV.56** Neraca Panas TEE Point 2

| NERACA PANAS TEE 2 |              |             |              |
|--------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)         |              | KELUAR (kJ) |              |
| H80                | -157.230.281 | H81         | -153.304.301 |
|                    |              | H95         | -1.548.528   |
| TOTAL              | -157.230.281 | TOTAL       | -157.230.281 |
| $\Delta H$         |              | 0.00        |              |

### 34. Recycle Gas Compressor 1 (K-363)

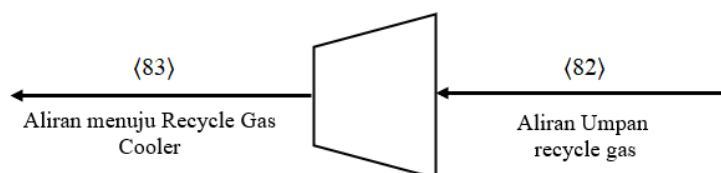


|                      |   |          |
|----------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P81)  | = | 22,8 bar |
| Suhu Masuk (T81)     | = | -41 °C   |
| Tekanan Keluar (P82) | = | 40 bar   |
| Suhu Keluar (T82)    | = | 23 °C    |

**Tabel IV.57** Neraca Panas Recycle Gas Compressor 1

| NERACA PANAS RECYCLE COMPRESSOR 1 |                |             |               |
|-----------------------------------|----------------|-------------|---------------|
| MASUK (kJ)                        |                | KELUAR (kJ) |               |
| H81                               | -153.403.725.5 | H82         | -85.588.481.1 |
| W                                 | 67.815.244.4   |             |               |
| TOTAL                             | -85.588.481.1  | TOTAL       | -85.588.481.1 |
| $\Delta H$                        |                | 0.00        |               |

### 35. Recycle Gas Compressor 2 (K-364)

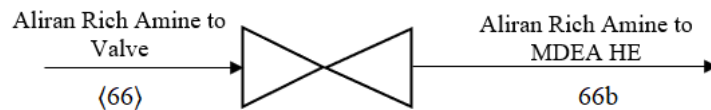


Tekanan Masuk (P82) = 40 bar  
 Suhu Masuk (T82) = 23 °C  
 Tekanan Keluar (P83) = 100 bar  
 Suhu Keluar (T83) = 118.9 °C

**Tabel IV.58** Neraca Panas *Recycle Gas Compressor 2*

| NERACA PANAS <i>RECYCLE COMPRESSOR 2</i> |               |             |              |
|------------------------------------------|---------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                               |               | KELUAR (kJ) |              |
| H82                                      | -85.588.481.1 | H83         | 51.451.666.6 |
| W                                        | 137.040.147.7 |             |              |
| TOTAL                                    | 51451666.6    | TOTAL       | 51.451.666.6 |
| $\Delta H$                               |               | 0.00        |              |

### 36. *Valve Solvent MDEA (K-231)*

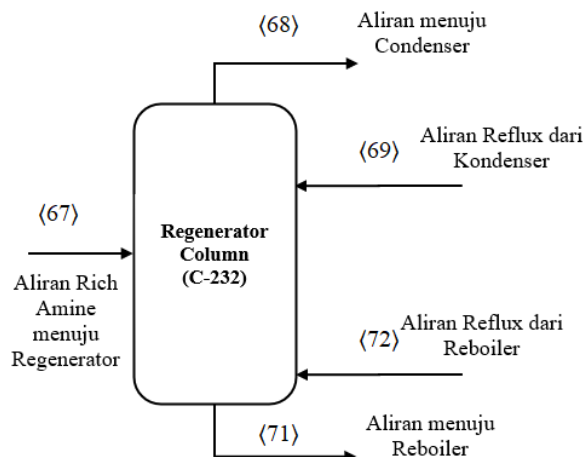


Tekanan Masuk = 16.18 bar  
 Suhu Masuk = 134 °C  
 Tekanan Keluar = 7 bar  
 Suhu Keluar = 127 °C

**Tabel IV.59** Neraca Panas *Valve MDEA Solvent*

| NERACA PANAS <i>VALVE</i> MDEA Solvent |                 |             |                 |
|----------------------------------------|-----------------|-------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                             |                 | KELUAR (kJ) |                 |
| H66                                    | -18.963.719.861 | H66b        | -18.963.719.780 |
|                                        |                 |             |                 |
| TOTAL                                  | -18.963.719.861 | TOTAL       | -18.963.719.780 |
| $\Delta H$                             |                 | 0.00        |                 |

### 37. *Regeneration Column (C-232)*

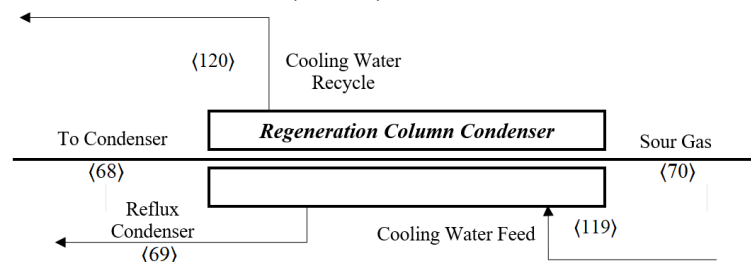


|                      |   |          |                      |   |          |
|----------------------|---|----------|----------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P67)  | = | 6.31 bar | Tekanan Masuk (P69)  | = | 5 bar    |
| Suhu Masuk (T67)     | = | 130 °C   | Suhu Masuk (T69)     | = | 48.8 °C  |
| Tekanan Masuk (P72)  | = | 5.3 bar  | Tekanan Keluar (P68) | = | 5 bar    |
| Suhu Masuk (T72)     | = | 153.6 °C | Suhu Keluar (T68)    | = | 136.8 °C |
| Tekanan Keluar (P71) | = | 5.25 bar |                      |   |          |
| Suhu Keluar (T71)    | = | 153.5 °C |                      |   |          |

**Tabel IV.60** Neraca Panas *Regeneration Column*

| NERACA PANAS <i>REGENERATION COLUMN</i> |                 |             |                 |
|-----------------------------------------|-----------------|-------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                              |                 | KELUAR (kJ) |                 |
| H67                                     | -18.863.288.029 | H71         | -21.805.950.127 |
| H72                                     | -4.360.036.579  | H68         | -3.418.668.321  |
| H69                                     | -1.911.464.391  |             |                 |
| TOTAL                                   | -25.134.788.999 | TOTAL       | -25.224.618.448 |
| $\Delta H$                              |                 | 0.00        |                 |

### 38. *Regeneration Column Condenser (E-233)*

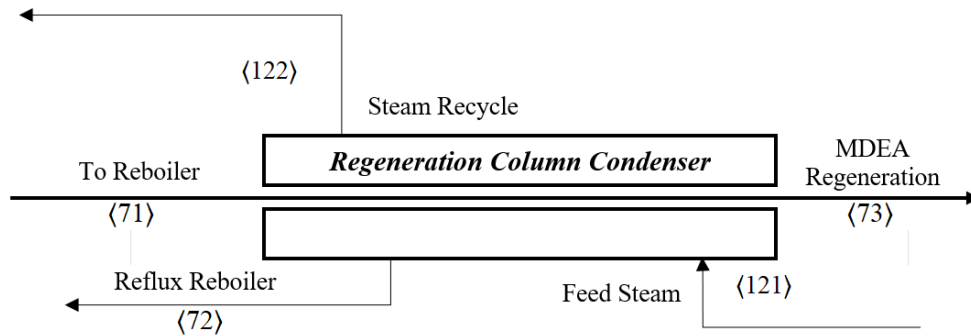


|                      |   |          |                        |   |       |
|----------------------|---|----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P68)  | = | 5 bar    | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T68)     | = | 136.8 °C | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P69) | = | 5 bar    | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T69)    | = | 48.8 °C  | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |
| Tekanan Keluar (P70) | = | 5 bar    |                        |   |       |
| Suhu Keluar (T70)    | = | 48.8 °C  |                        |   |       |

**Tabel IV.61** Neraca Panas *Regeneration Column Condenser*

| NERACA PANAS <i>REGENERATION COLUMN CONDENSER</i> |                |              |                |
|---------------------------------------------------|----------------|--------------|----------------|
| MASUK (kJ)                                        |                | KELUAR (kJ)  |                |
| H68                                               | -3.418.668.321 | H69          | -1.741.918.884 |
|                                                   |                | H70          | -1.911.464.391 |
| TOTAL                                             | -3.418.668.321 | TOTAL        | -3.653.383.275 |
| $\Delta H$                                        |                | 234714954.35 |                |

### 39. *Regeneration Column Reboiler (E-232)*

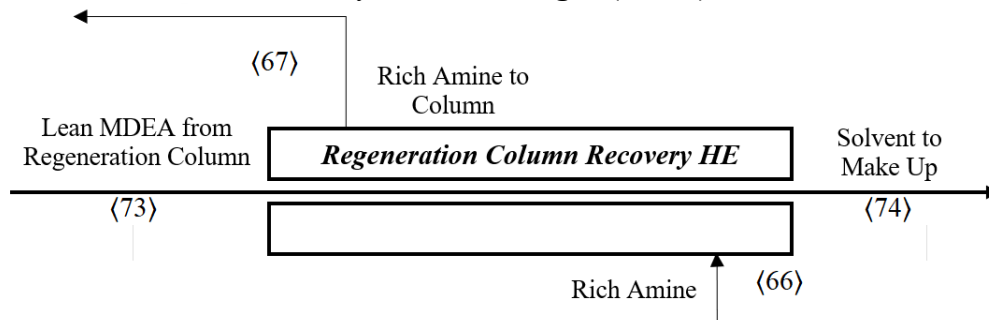


|                      |   |          |                              |   |          |
|----------------------|---|----------|------------------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P68)  | = | 5.25 bar | Tekanan Masuk (P Steam In)   | = | 4.46 bar |
| Suhu Masuk (T68)     | = | 153.5 °C | Suhu Masuk (T Steam In)      | = | 147.7 °C |
| Tekanan Keluar (P70) | = | 5.3 bar  | Tekanan Keluar (P Steam Out) | = | 3.77 bar |
| Suhu Keluar (T70)    | = | 153.6 °C | Suhu Keluar (T Steam Out)    | = | 141.6 °C |
| Tekanan Keluar (P69) | = | 5.3 bar  |                              |   |          |
| Suhu Keluar (T69)    | = | 153.6 °C |                              |   |          |

**Tabel IV.62** Neraca Panas *Regeneration Column Condenser*

| NERACA PANAS CONDENSER <i>REGENERATION COLUMN</i> |                 |              |                 |
|---------------------------------------------------|-----------------|--------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                                        |                 | KELUAR (kJ)  |                 |
| H71                                               | -21.805.950.127 | H72          | -4.360.036.579  |
|                                                   |                 | H73          | -16.709.923.065 |
| TOTAL                                             | -21.805.950.127 | TOTAL        | -21.069.959.644 |
| $\Delta H$                                        |                 | 735990483.30 |                 |

#### 40. *Regeneration Column Recovery Heat Exchanger (E-231)*



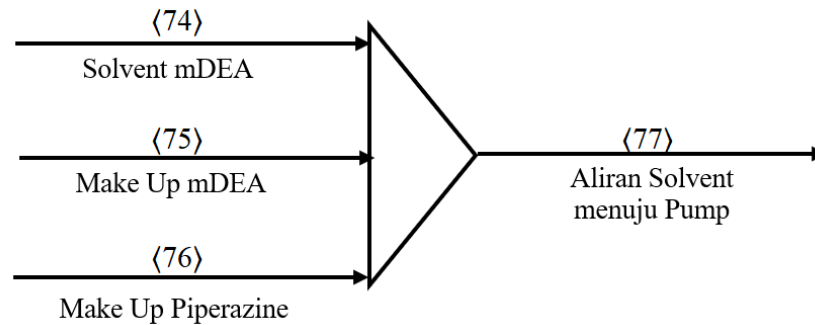
|                      |   |          |                      |   |          |
|----------------------|---|----------|----------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P73)  | = | 5.3 bar  | Tekanan Masuk (P66)  | = | 7 bar    |
| Suhu Masuk (T73)     | = | 153.6 °C | Suhu Masuk (T66)     | = | 126.6 °C |
| Tekanan Keluar (P74) | = | 4.61 bar | Tekanan Keluar (P67) | = | 6.31 bar |
| Suhu Keluar (T74)    | = | 138.4 °C | Suhu Keluar (T67)    | = | 130 °C   |

**Tabel IV.63** Neraca Panas *Regeneration Column Recovery Heat Exchanger*

| NERACA PANAS REGENERATION COLUMN RECOVERY HE |                 |             |                 |
|----------------------------------------------|-----------------|-------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                                   |                 | KELUAR (kJ) |                 |
| H66                                          | -18.963.719.780 | H67         | -18.863.288.029 |
| H73                                          | -16.709.923.065 | H74         | -16.810.354.953 |
| TOTAL                                        | -35.673.642.845 | TOTAL       | -35.673.642.982 |

|            |      |
|------------|------|
| $\Delta H$ | 0.00 |
|------------|------|

#### 41. Mixing Point 2 (MIX-2)

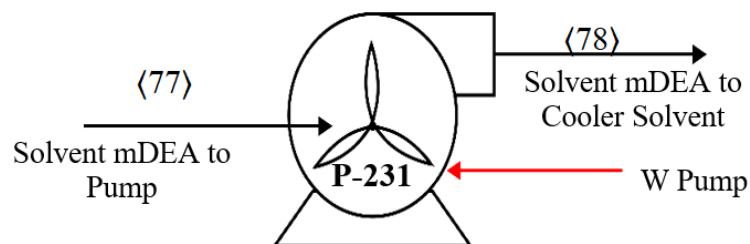


|                     |   |          |                      |   |          |
|---------------------|---|----------|----------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P74) | = | 4.61 bar | Tekanan Masuk (P76)  | = | 4.61 bar |
| Suhu Masuk (T74)    | = | 138.9 °C | Suhu Masuk (T76)     | = | 138.9 °C |
| Tekanan Masuk (P75) | = | 4.61 bar | Tekanan Keluar (P77) | = | 4.61 bar |
| Suhu Masuk (T75)    | = | 138.9 °C | Suhu Keluar (T77)    | = | 138.9 °C |

**Tabel IV.64** Neraca Panas *Mixing Point 2*

| NERACA PANAS MIXING POINT 2 |                 |             |                 |
|-----------------------------|-----------------|-------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                  |                 | KELUAR (kJ) |                 |
| H74                         | -14.810.354.953 | H77         | -15.551.062.879 |
| H75                         | -457.183        |             |                 |
| H76                         | -10.006         |             |                 |
| TOTAL                       | -15.551.062.879 | TOTAL       | -15.551.062.879 |
| $\Delta H$                  |                 | 0.00        |                 |

#### 42. Solvent Amine Pump (P-231)



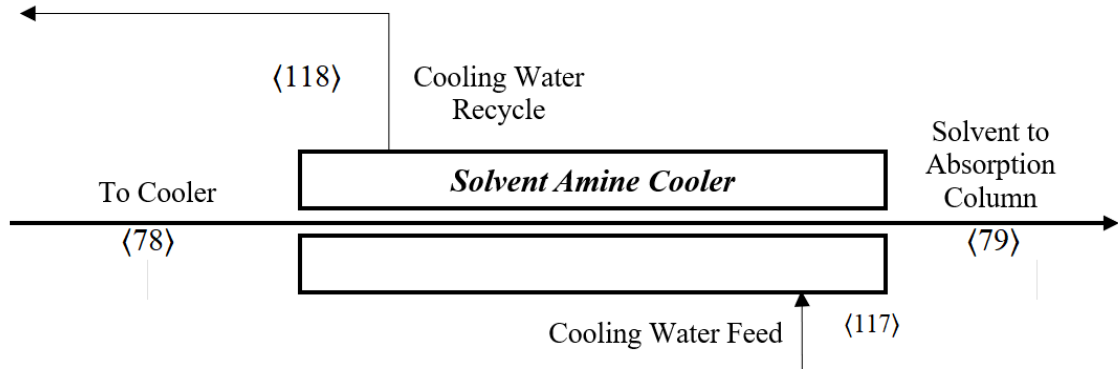
|                |   |          |
|----------------|---|----------|
| Tekanan Masuk  | = | 4.61 bar |
| Suhu Masuk     | = | 138.9 °C |
| Tekanan Keluar | = | 20 bar   |
| Suhu Keluar    | = | 139.2 °C |

**Tabel IV.65** Neraca Panas *Solvent Amine Pump*

| NERACA PANAS SOLVENT AMINE PUMP |                 |             |                 |
|---------------------------------|-----------------|-------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                      |                 | KELUAR (kJ) |                 |
| H77                             | -15.551.062.879 | H78         | -15.547.289.489 |
| W                               | 3.773.390       |             |                 |

|            |                 |       |                 |
|------------|-----------------|-------|-----------------|
| TOTAL      | -15.547.289.489 | TOTAL | -15.547.289.489 |
| $\Delta H$ |                 | 0.00  |                 |

#### 43. Solvent Amine Cooler (E-234)

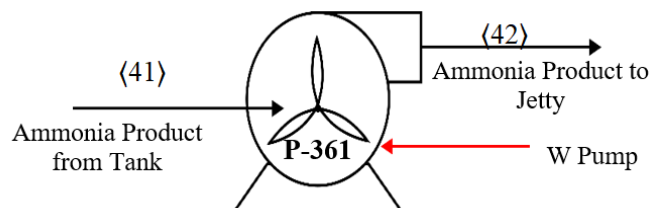


|                      |   |           |                        |   |       |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P78)  | = | 20 bar    | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T78)     | = | 139.2 °C  | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P79) | = | 19.31 bar | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T79)    | = | 80 °C     | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.66** Neraca Panas *Solvent Amine Cooler*

| NERACA PANAS SOLVENT AMINE COOLER |                 |              |                 |
|-----------------------------------|-----------------|--------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                        |                 | KELUAR (kJ)  |                 |
| H75                               | -15.547.289.489 | H76          | -15.919.054.411 |
| TOTAL                             | -15.547.289.489 | TOTAL        | -15.919.054.411 |
| $\Delta H$                        |                 | 371764921.74 |                 |

#### 44. Ammonia Product Pump (P-361)



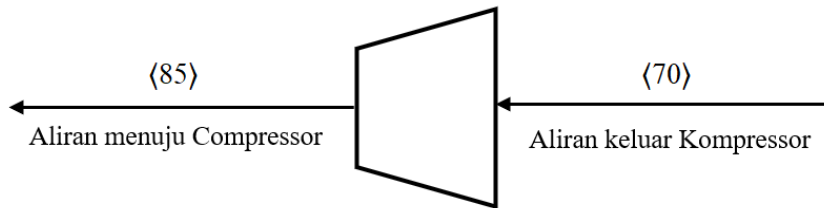
|                |   |         |
|----------------|---|---------|
| Tekanan Masuk  | = | 1 bar   |
| Suhu Masuk     | = | -40 °C  |
| Tekanan Keluar | = | 1.5 bar |
| Suhu Keluar    | = | -40 °C  |

**Tabel IV.67** Neraca Panas *Ammonia Product Pump*

| NERACA PANAS AMMONIA PRODUCT PUMP |              |             |              |
|-----------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                        |              | KELUAR (kJ) |              |
| H41                               | -453.119.351 | H42         | -453.109.144 |
| W pump                            | 10.207       |             |              |

|            |              |       |              |
|------------|--------------|-------|--------------|
| TOTAL      | -453.109.144 | TOTAL | -453.109.144 |
| $\Delta H$ |              | 0.00  |              |

#### 45. Sour Gas Compressor (K-232)

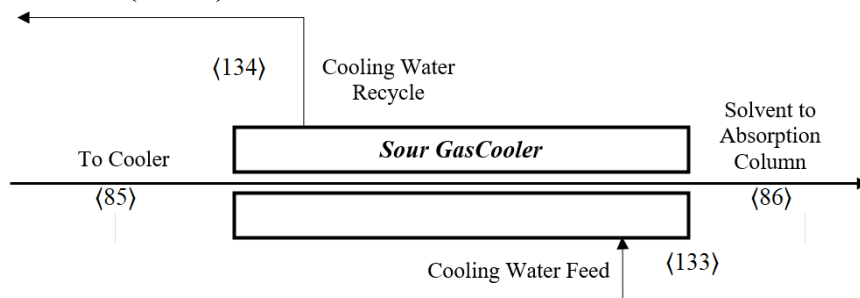


Tekanan Masuk = 5 bar  
 Suhu Masuk = 49 °C  
 Tekanan Keluar = 13 bar  
 Suhu Keluar = 143.7 °C

**Tabel IV.68** Neraca Panas *Sour Gas Compressor*

| NERACA PANAS <i>SOUR GAS COMPRESSOR</i> |               |             |               |
|-----------------------------------------|---------------|-------------|---------------|
| MASUK (kJ)                              |               | KELUAR (kJ) |               |
| H70                                     | -1748577179.1 | H85         | -1731914036.6 |
| W                                       | 16.663.143    |             |               |
| TOTAL                                   | -1731914036.6 | TOTAL       | -1731914036.6 |
| $\Delta H$                              |               | 0.00        |               |

#### 46. Sour Gas Cooler (E-235)



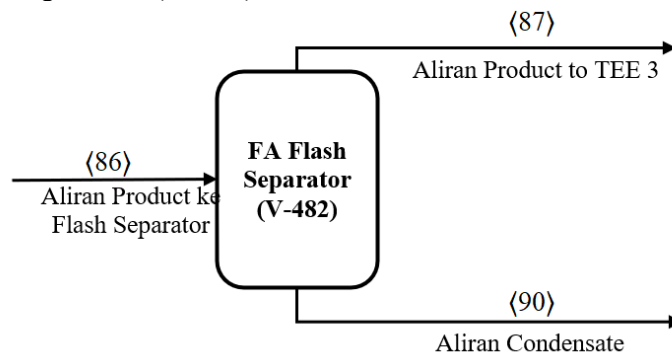
|                                  |                                |
|----------------------------------|--------------------------------|
| Tekanan Masuk (P85) = 13 bar     | Tekanan Masuk (P CWS) = 3 bar  |
| Suhu Masuk (T85) = 143.7 °C      | Suhu Masuk (T CWS) = 30 °C     |
| Tekanan Keluar (P86) = 12.95 bar | Tekanan Keluar (P CWR) = 3 bar |
| Suhu Keluar (T86) = 50 °C        | Suhu Keluar (T CWR) = 80 °C    |

**Tabel IV.69** Neraca Panas *Sour Gas Cooler*

| NERACA PANAS <i>SOUR GAS COOLER</i> |                 |             |                   |
|-------------------------------------|-----------------|-------------|-------------------|
| MASUK (kJ)                          |                 | KELUAR (kJ) |                   |
| H85                                 | -15.547.289.489 | H86         | -1752348259.96    |
| H CWS                               | -1.498.144.654  | H CWR       | -1.477.710.436.65 |
| TOTAL                               | -3.230.058.691  | TOTAL       | -3.230.058.691    |

|            |      |
|------------|------|
| $\Delta H$ | 0.00 |
|------------|------|

#### 47. Sour Gas Flash Separator (V-231)

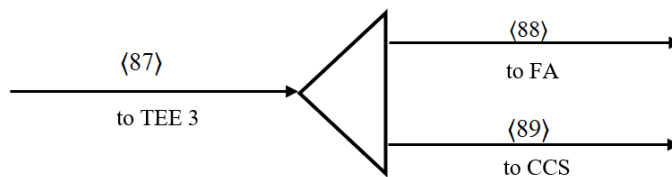


|                      |   |           |                      |   |           |
|----------------------|---|-----------|----------------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk (P86)  | = | 12.95 bar | Tekanan Keluar (P90) | = | 12.95 bar |
| Suhu Masuk (T86)     | = | 50 °C     | Suhu Keluar (T90)    | = | 50 °C     |
| Tekanan Keluar (P87) | = | 12.95 bar |                      |   |           |
| Suhu Keluar (T87)    | = | 50 °C     |                      |   |           |

**Tabel IV.70** Neraca Panas Sour Gas Flash Separator

| NERACA PANAS SOUR GAS FLASH SEPARATOR |              |             |              |
|---------------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                            |              | KELUAR (kJ) |              |
| H86                                   | -609.172.772 | H87         | -154.953.258 |
|                                       |              | H90         | -454.219.514 |
| TOTAL                                 | -609.172.772 | TOTAL       | -609.172.772 |
| $\Delta H$                            |              | 0.00        |              |

#### 48. TEE Point 3 (TEE-3)

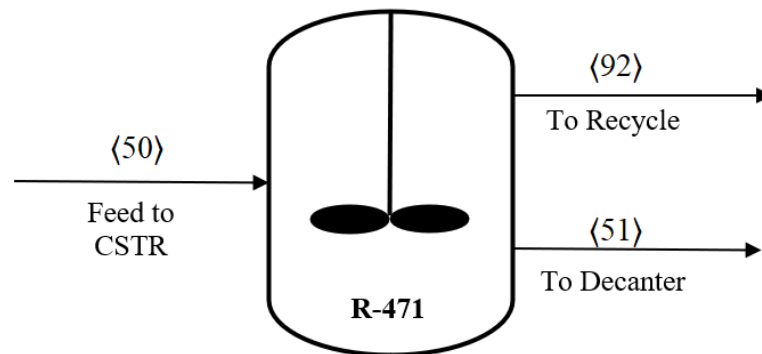


|                      |   |           |                     |   |           |
|----------------------|---|-----------|---------------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk (P87)  | = | 12.95 bar | Tekanan Masuk (P90) | = | 12.95 bar |
| Suhu Masuk (T87)     | = | 50 °C     | Suhu Masuk (T90)    | = | 50 °C     |
| Tekanan Keluar (P88) | = | 12.95 bar |                     |   |           |
| Suhu Keluar (T88)    | = | 50 °C     |                     |   |           |

**Tabel IV.71** Neraca Panas TEE Point 3

| NERACA PANAS TEE POINT 3 |                  |             |                  |
|--------------------------|------------------|-------------|------------------|
| MASUK (kJ)               |                  | KELUAR (kJ) |                  |
| H87                      | -1.734.999.112.2 | H88         | -97.414.096.4    |
|                          |                  | H89         | -1.637.585.015.8 |
| TOTAL                    | -1.734.999.112.2 | TOTAL       | -1.734.999.112.2 |
| $\Delta H$               |                  | 0.00        |                  |

#### 49. Formic Acid Reactor (R-471)

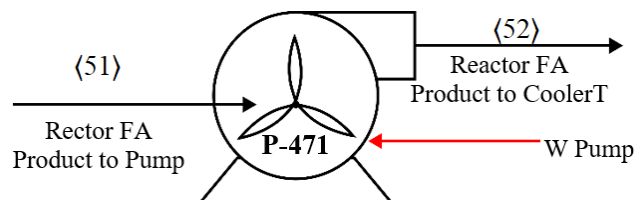


|                      |   |           |                      |   |           |
|----------------------|---|-----------|----------------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk (P50)  | = | 105 bar   | Tekanan Keluar (P51) | = | 104.7 bar |
| Suhu Masuk (T50)     | = | 33 °C     | Suhu Keluar (T51)    | = | 93 °C     |
| Tekanan Keluar (P92) | = | 104.7 bar |                      |   |           |
| Suhu Keluar (T92)    | = | 93 °C     |                      |   |           |

**Tabel IV.72** Neraca Panas *Formic Acid Reactor*

| NERACA PANAS REAKTOR FORMIC ACID |              |             |              |
|----------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                       |              | KELUAR (kJ) |              |
| H50                              | -676.185.498 | H92         | -18.024.655  |
| Q                                | 4.020.448    | H51         | -654.140.395 |
| TOTAL                            | -672.165.050 | TOTAL       | -672.165.050 |
| $\Delta H$                       |              | 0.0         |              |

#### 50. Formic Acid Decanter Vessel Pump (P-471)

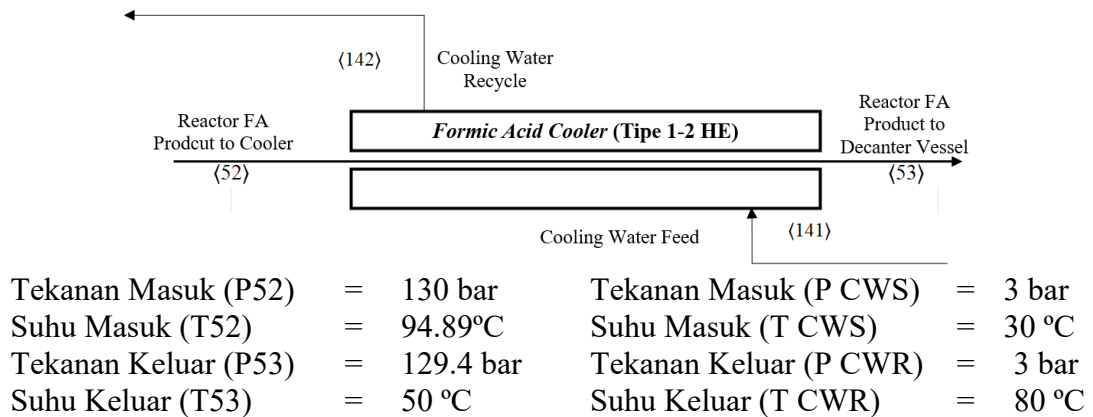


|                |   |         |
|----------------|---|---------|
| Tekanan Masuk  | = | 105 bar |
| Suhu Masuk     | = | 93 °C   |
| Tekanan Keluar | = | 130 bar |
| Suhu Keluar    | = | 94.89°C |

**Tabel IV.73** Neraca Panas *Formic Acid Decanter Vessel Pump*

| NERACA PANAS POMPA DECANTER VESSEL |              |             |              |
|------------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                         |              | KELUAR (kJ) |              |
| H50                                | -654.140.395 | H51         | -653.591.412 |
| W pump                             | 548.983      |             |              |
| TOTAL                              | -653.591.412 | TOTAL       | -653.591.412 |
| $\Delta H$                         |              | 0.00        |              |

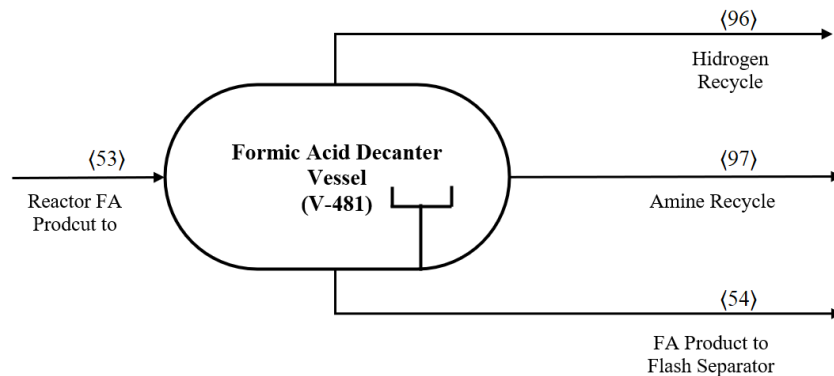
### 51. Formic Acid Cooler (E-474)



**Tabel IV.74** Neraca Panas *Formic Acid Cooler*

| NERACA PANAS Formic Acid Cooler |                |             |                   |
|---------------------------------|----------------|-------------|-------------------|
| MASUK (kJ)                      |                | KELUAR (kJ) |                   |
| H52                             | -653.591.412   | H53         | -669.936.702      |
| H CWF                           | -4.077.209.989 | H CWR       | -4.060.864.574.87 |
| TOTAL                           | -4.730.801.401 | TOTAL       | -4.730.801.277    |
| $\Delta H$                      |                | 123.65      |                   |

### 52. Formic Acid Decanter Vessel (V-481)



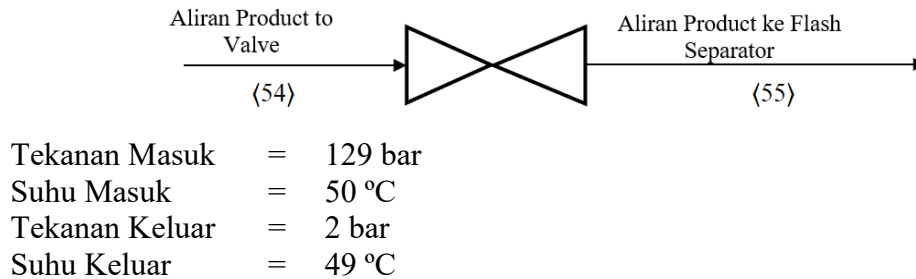
|                                  |                                  |
|----------------------------------|----------------------------------|
| Tekanan Masuk (P53) = 129.4 bar  | Tekanan Keluar (P97) = 129.4 bar |
| Suhu Masuk (T53) = 50 °C         | Suhu Keluar (T97) = 50 °C        |
| Tekanan Keluar (P96) = 129.4 bar | Tekanan Keluar (P54) = 129.4 bar |
| Suhu Keluar (T96) = 50 °C        | Suhu Keluar (T54) = 50 °C        |

**Tabel IV.75** Neraca Panas *Formic Acid Decanter Vessel*

| NERACA PANAS FA DECANter VESSEL |              |             |                |
|---------------------------------|--------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                      |              | KELUAR (kJ) |                |
| H53                             | -669.936.702 | H54         | -656.651.363   |
|                                 |              | H96         | -35.266        |
|                                 |              | H97         | -13.250.073.34 |

|            |              |       |              |
|------------|--------------|-------|--------------|
| TOTAL      | -669.936.702 | TOTAL | -669.936.702 |
| $\Delta H$ |              | 0.00  |              |

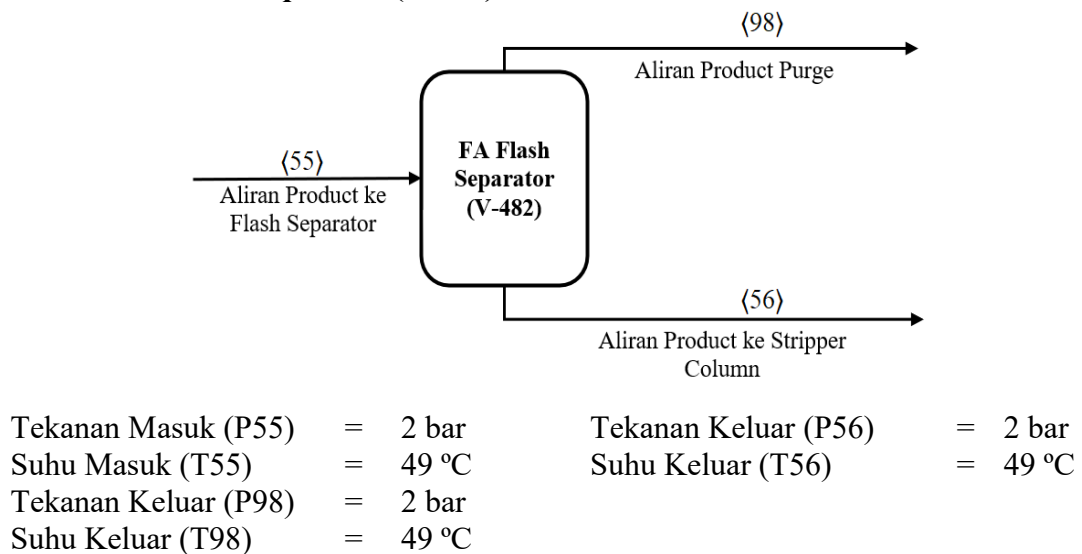
### 53. Formic Acid Valve (K-481)



**Tabel IV.76** Neraca Panas *Formic Acid Valve*

| NERACA PANAS FA VALVE |              |             |              |
|-----------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)            |              | KELUAR (kJ) |              |
| H54                   | -656.651.363 | H55         | -656.651.363 |
| TOTAL                 | -656.651.363 | TOTAL       | -656.651.363 |
| $\Delta H$            |              | 0.00        |              |

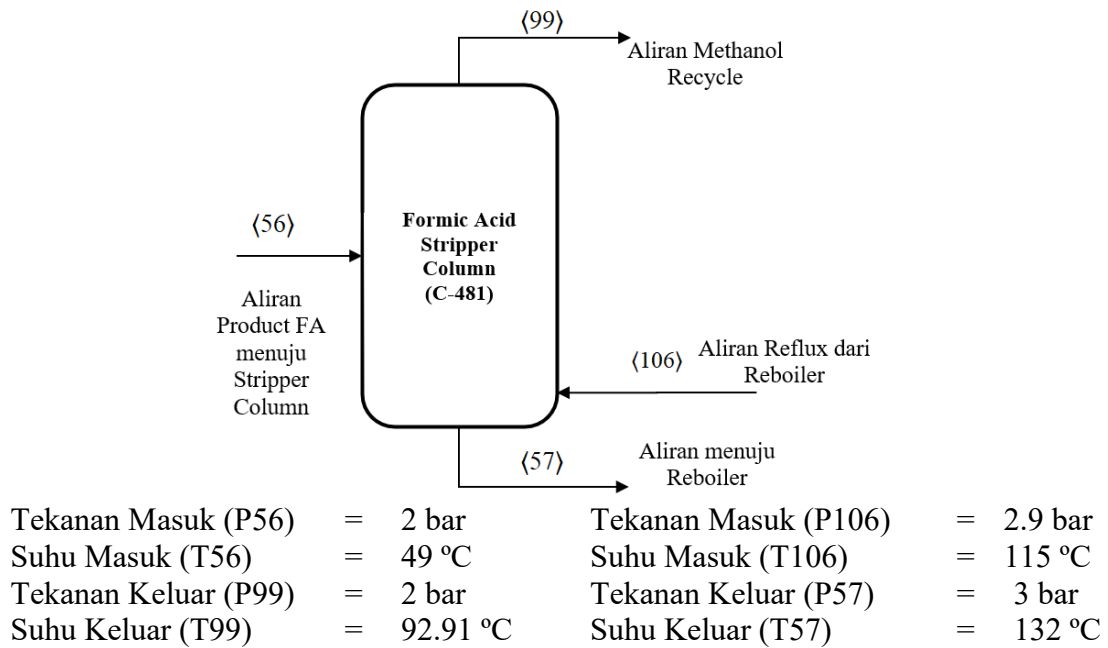
### 54. Formic Acid Flash Separator (V-482)



**Tabel IV.77** Neraca Panas *Formic Acid Flash Separator*

| NERACA PANAS FA FLASH SEPARATOR |              |             |              |
|---------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                      |              | KELUAR (kJ) |              |
| H55                             | -656.651.363 | H56         | -651.500.019 |
|                                 |              | H98         | -5.151.344   |
| TOTAL                           | -656.651.363 | TOTAL       | -656.651.363 |
| $\Delta H$                      |              | 0.00        |              |

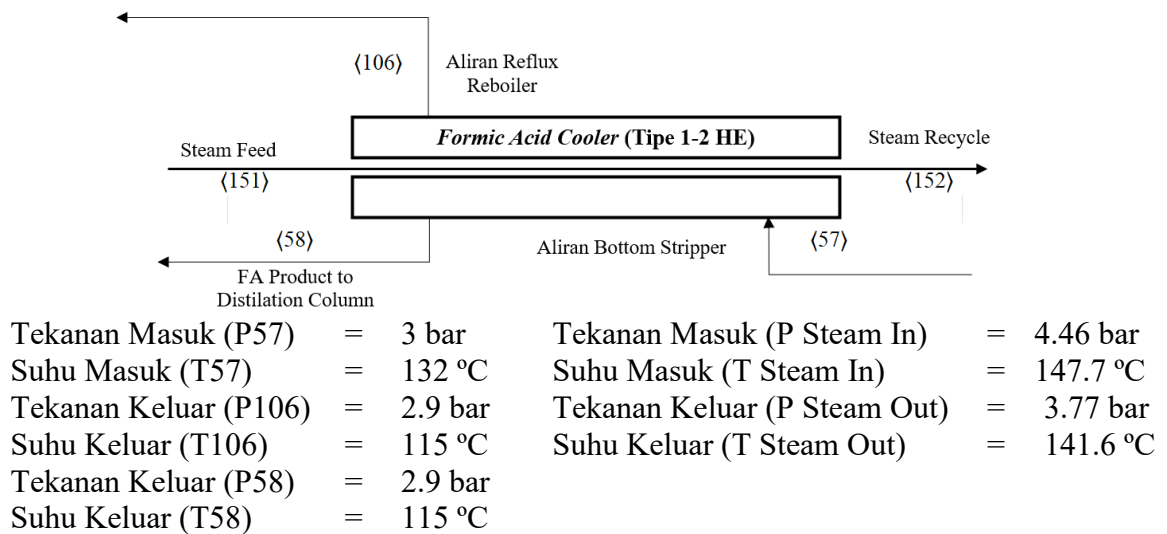
### 55. Formic Acid Stripper Column (C-481)



**Tabel IV.78** Neraca Panas *Formic Acid Stripper Column*

| NERACA PANAS FA STRIPPER COLUMN |                |             |                |
|---------------------------------|----------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                      |                | KELUAR (kJ) |                |
| H56                             | -651.500.019   | H57         | -799.099.189   |
| H106                            | -508.582.336   | H99         | -361.011.153   |
| TOTAL                           | -1.160.082.355 | TOTAL       | -1.160.110.342 |
| $\Delta H$                      |                | 0.00        |                |

### 56. Formic Acid Stripper Column Reboiler (E-481)

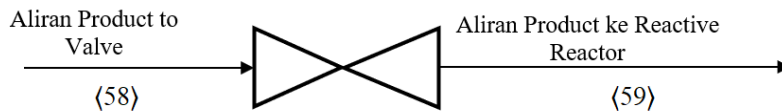


**Tabel IV.79** Neraca Panas *Formic Acid Stripper Column Reboiler*

| NERACA PANAS FA STRIPPER COLUMN REBOILER |
|------------------------------------------|
|------------------------------------------|

| MASUK (kJ)   |              | KELUAR (kJ)     |                 |
|--------------|--------------|-----------------|-----------------|
| H57          | -799.099.189 | H58             | -210.946.517    |
|              |              | H106            | -508.582.336    |
| H Steam Feed | -52.490.446  | H Steam Recycle | -132.060.782.28 |
| TOTAL        | -851.589.635 | TOTAL           | -851.589.635    |
| $\Delta H$   |              | 0.00            |                 |

### 57. Formic Acid Distillation Column Valve (K-483)

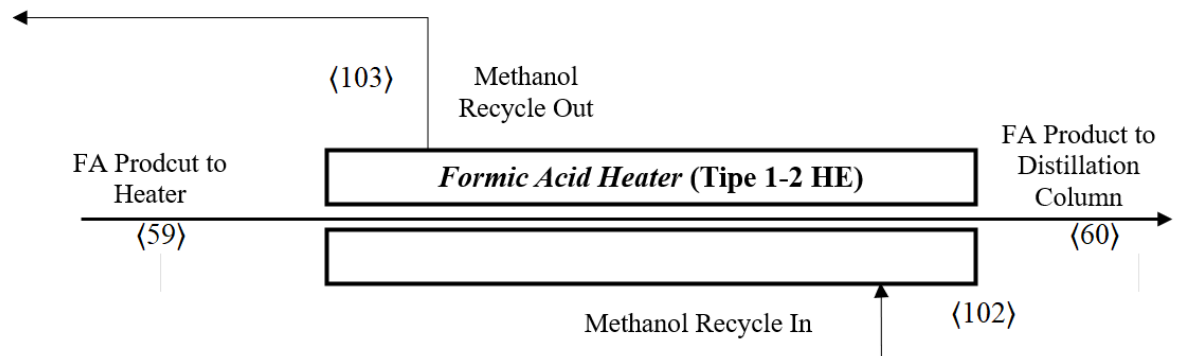


|                |   |          |
|----------------|---|----------|
| Tekanan Masuk  | = | 2.9 bar  |
| Suhu Masuk     | = | 115 °C   |
| Tekanan Keluar | = | 0.54 bar |
| Suhu Keluar    | = | 113.2 °C |

**Tabel IV.80** Neraca Panas *Formic Acid Distillation Column Valve*

| NERACA PANAS FA DISTILLATION COLUMN VALVE |              |             |              |
|-------------------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                                |              | KELUAR (kJ) |              |
| H58                                       | -210.946.517 | H59         | -210.946.517 |
| TOTAL                                     | -210.946.517 | TOTAL       | -210.946.517 |
| $\Delta H$                                |              | 0.00        |              |

### 58. Formic Acid Distillation Heat Exchanger (E-482)

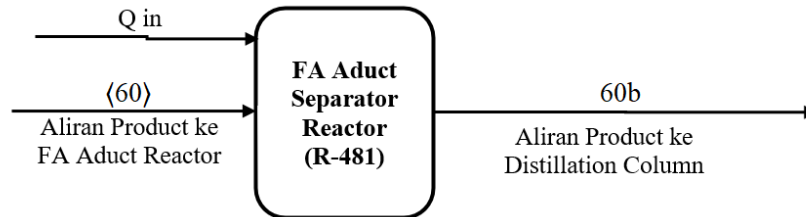


|                      |   |          |                       |   |           |
|----------------------|---|----------|-----------------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk (P59)  | = | 0.54 bar | Tekanan Masuk (P102)  | = | 105.3 bar |
| Suhu Masuk (T59)     | = | 113.2 °C | Suhu Masuk (T102)     | = | 469.8 °C  |
| Tekanan Keluar (P60) | = | 0.24 bar | Tekanan Keluar (P103) | = | 105 bar   |
| Suhu Keluar (T60)    | = | 180 °C   | Suhu Keluar (T103)    | = | 345.9 °C  |

**Tabel IV.81** Neraca Panas *Formic Acid Distillation Heat Exchanger*

| NERACA PANAS FA DISTILLATION HEAT EXCHANGER |              |                    |                 |
|---------------------------------------------|--------------|--------------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                                  |              | KELUAR (kJ)        |                 |
| H59                                         | -210.946.517 | H60                | -198.572.302    |
| H Methanol Rec in                           | -284.651.602 | H Methanol Rec out | -297.037.899.61 |
| TOTAL                                       | -495.598.118 | TOTAL              | -495.610.201    |
| $\Delta H$                                  |              | 0.00               |                 |

### 59. Deformation Adduct Amine-FA Reactor (R-481)

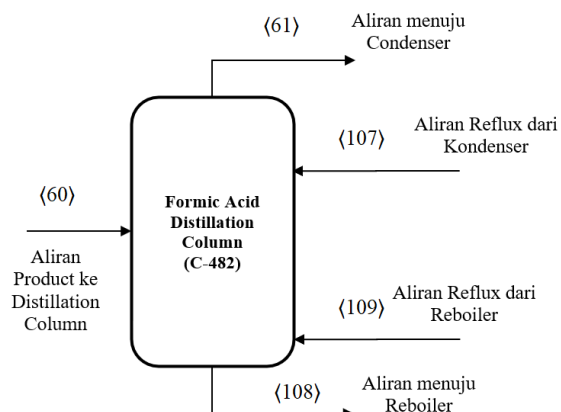


Tekanan Masuk = 0.24 bar  
 Suhu Masuk = 180 °C  
 Tekanan Keluar = 0.24 bar  
 Suhu Keluar = 50 °C

**Tabel IV.82** Neraca Panas *Formic Acid Addct Amine-FA Reactor*

| NERACA PANAS DEFORMATION ADDUCT AMINE-FA REACTOR |              |             |              |
|--------------------------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                                       |              | KELUAR (kJ) |              |
| H60                                              | -198.572.302 | H60b        | -199.524.210 |
| Q                                                | -951.908     |             |              |
| TOTAL                                            | -199.524.210 | TOTAL       | -199.524.210 |
| $\Delta H$                                       |              | 0.00        |              |

### 60. Formic Acid Distillation Column (C-482)



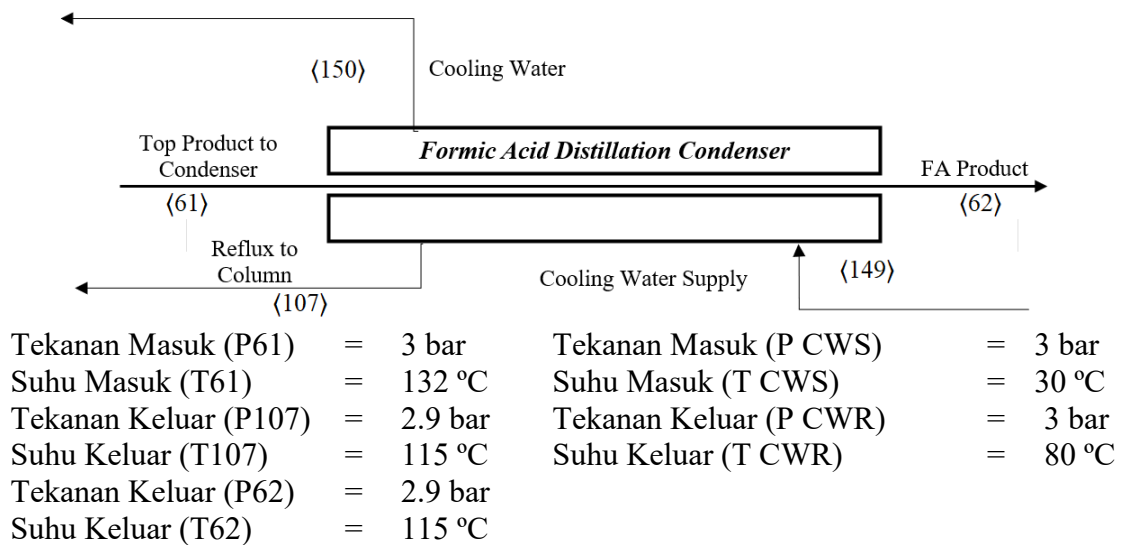
|                      |   |          |                       |   |          |
|----------------------|---|----------|-----------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P60)  | = | 0.24 bar | Tekanan Masuk (P109)  | = | 0.27 bar |
| Suhu Masuk (T60)     | = | 50 °C    | Suhu Masuk (T109)     | = | 180 °C   |
| Tekanan Masuk (P107) | = | 0.24 bar | Tekanan Keluar (P108) | = | 0.27 bar |
| Suhu Masuk (T107)    | = | 39 °C    | Suhu Keluar (T108)    | = | 8.196 °C |
| Tekanan Keluar (P61) | = | 0.24 bar |                       |   |          |

Suhu Keluar (T61) = 60 °C

**Tabel IV.83** Neraca Panas *Formic Acid Distillation Column*

| NERACA PANAS FA STRIPPER COLUMN |              |             |              |
|---------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                      |              | KELUAR (kJ) |              |
| H60                             | -199.524.210 | H108        | -194.410.287 |
| H107                            | -91.799.825  | H61         | -98.446.404  |
| H109                            | -1.529.680   |             |              |
| TOTAL                           | -291.324.036 | TOTAL       | -292.856.692 |
| $\Delta H$                      |              | 0.0         |              |

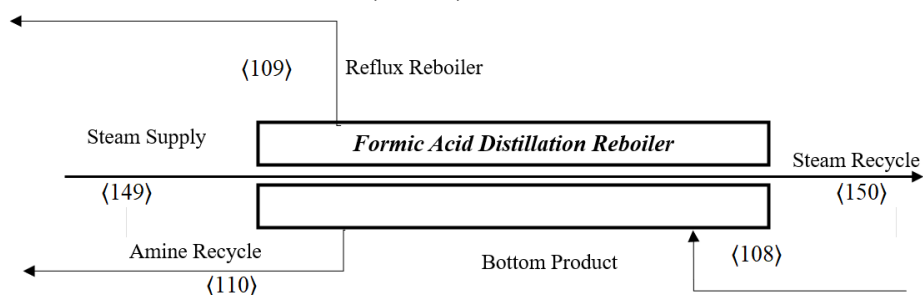
**61. Formic Acid Distillation Condenser (E-485)**



**Tabel IV.84** Neraca Panas *Formic Acid Distillation Condenser*

| NERACA PANAS FA DISTILLATION CONDENSER |              |             |                |
|----------------------------------------|--------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                             |              | KELUAR (kJ) |                |
| H61                                    | -98.446.404  | H62         | -104.815.696   |
|                                        |              | H107        | -1.529.680     |
| H CWS                                  | -592.197.631 | H CWR       | -584.298.659.6 |
| TOTAL                                  | -690.644.036 | TOTAL       | -690.644.036   |
| $\Delta H$                             |              | 0.00        |                |

**62. Formic Acid Distillation Reboiler (E-484)**

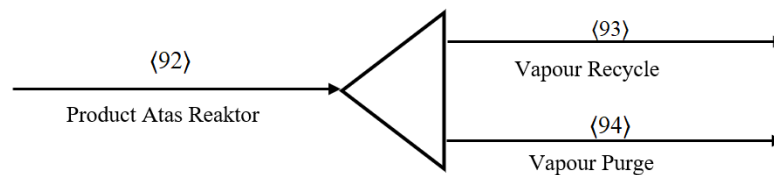


|                       |           |                              |            |
|-----------------------|-----------|------------------------------|------------|
| Tekanan Masuk (P108)  | = 3 bar   | Tekanan Masuk (P Steam In)   | = 4.46 bar |
| Suhu Masuk (T108)     | = 132 °C  | Suhu Masuk (T Steam In)      | = 147.7 °C |
| Tekanan Keluar (P109) | = 2.9 bar | Tekanan Keluar (P Steam Out) | = 3.77 bar |
| Suhu Keluar (T109)    | = 115 °C  | Suhu Keluar (T Steam Out)    | = 141.6 °C |
| Tekanan Keluar (P110) | = 2.9 bar |                              |            |
| Suhu Keluar (T110)    | = 115 °C  |                              |            |

**Tabel IV.85** Neraca Panas *Formic Acid Distillation Reboiler*

| NERACA PANAS FA STRIPPER COLUMN REBOILER |              |                 |              |
|------------------------------------------|--------------|-----------------|--------------|
| MASUK (kJ)                               |              | KELUAR (kJ)     |              |
| H108                                     | -194410287   | H109            | -91799825    |
|                                          |              | H110            | -78165456    |
| H Steam Feed                             | -149833731   | H Steam Recycle | -174329485   |
| TOTAL                                    | -344.295.127 | TOTAL           | -344.295.127 |
| $\Delta H$                               |              | 0.00            |              |

### 63. TEE Point 4 (TEE-4)

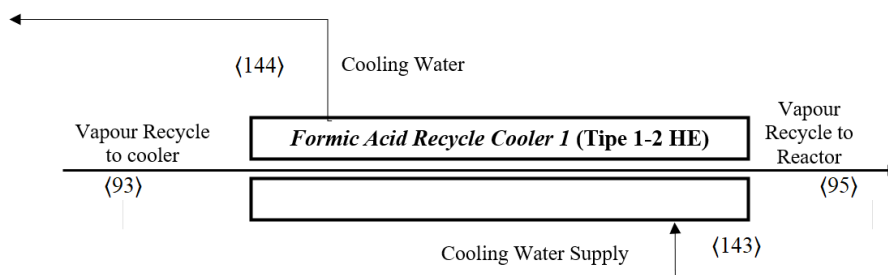


|                      |           |                     |           |
|----------------------|-----------|---------------------|-----------|
| Tekanan Masuk (P92)  | = 105 bar | Tekanan Masuk (P94) | = 105 bar |
| Suhu Masuk (T92)     | = 93 °C   | Suhu Masuk (T94)    | = 93 °C   |
| Tekanan Keluar (P93) | = 105 bar |                     |           |
| Suhu Keluar (T93)    | = 93 °C   |                     |           |

**Tabel IV.86** Neraca Panas *TEE-4*

| NERACA PANAS TEE POINT 4 |             |             |             |
|--------------------------|-------------|-------------|-------------|
| MASUK (kJ)               |             | KELUAR (kJ) |             |
| H92                      | -18.051.236 | H93         | -15.704.576 |
|                          |             | H94         | -2.346.661  |
| TOTAL                    | -18.051.236 | TOTAL       | -18.051.236 |
| $\Delta H$               |             | 0.00        |             |

### 64. Formic Acid Recycle Cooler 1 (E-475)

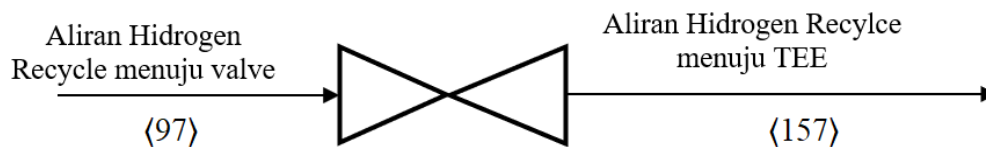


|                      |   |           |                        |   |       |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P93)  | = | 130 bar   | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T93)     | = | 93°C      | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P95) | = | 129.4 bar | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T95)    | = | 30 °C     | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.87** Neraca Panas *Formic Acid Recycle Cooler 1*

| NERACA PANAS FA RECYCLE COOLER 1 |              |             |                 |
|----------------------------------|--------------|-------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                       |              | KELUAR (kJ) |                 |
| H93                              | -15.704.576  | H95         | -17.849.545     |
| H CWF                            | -401.301.883 | H CWR       | -399.156.913.48 |
| TOTAL                            | -417.006.458 | TOTAL       | -417.006.458    |
| $\Delta H$                       |              | 0.00        |                 |

#### 65. *Formic Acid Vapor Reactor Valve (K-474)*

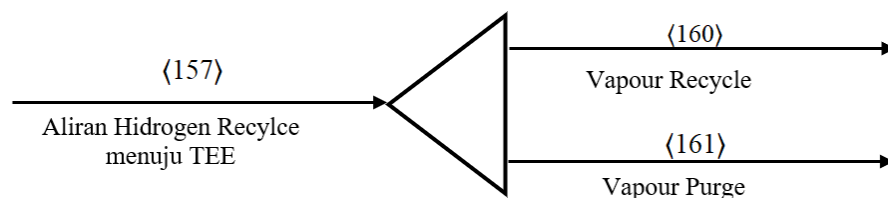


|                |   |           |
|----------------|---|-----------|
| Tekanan Masuk  | = | 129.4 bar |
| Suhu Masuk     | = | 50 °C     |
| Tekanan Keluar | = | 105 bar   |
| Suhu Keluar    | = | 49.97 °C  |

**Tabel IV.88** Neraca Panas *Formic Acid Vapor Reactor Valve*

| NERACA PANAS FORMIC ACID VAPOR REACTOR VALVE |             |             |             |
|----------------------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| MASUK (kJ)                                   |             | KELUAR (kJ) |             |
| H97                                          | -13.285.339 | H157        | -13.285.339 |
| TOTAL                                        | -13.285.339 | TOTAL       | -13.285.339 |
| $\Delta H$                                   |             | 0.00        |             |

#### 66. *TEE Point 6 (TEE-6)*

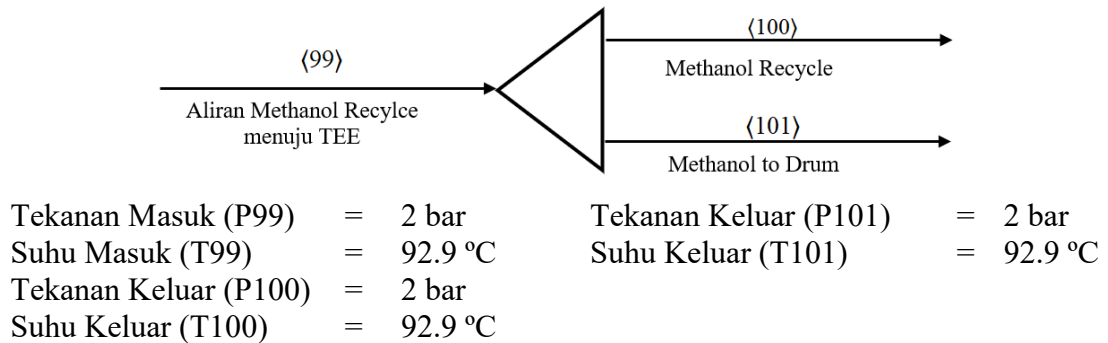


|                       |   |          |                       |   |          |
|-----------------------|---|----------|-----------------------|---|----------|
| Tekanan Masuk (P157)  | = | 105 bar  | Tekanan Keluar (P161) | = | 105 bar  |
| Suhu Masuk (T157)     | = | 49.97 °C | Suhu Keluar (T161)    | = | 49.97 °C |
| Tekanan Keluar (P160) | = | 105 bar  |                       |   |          |
| Suhu Keluar (T160)    | = | 49.97 °C |                       |   |          |

**Tabel IV.89** Neraca Panas *TEE Point 6*

| NERACA PANAS TEE POINT HIDROGEN RECYCLE |             |             |             |
|-----------------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| MASUK (kJ)                              |             | KELUAR (kJ) |             |
| H157                                    | -13.285.339 | H160        | -12.089.659 |
|                                         |             | H161        | -1.195.681  |
| TOTAL                                   | -13.285.339 | TOTAL       | -13.285.339 |
| $\Delta H$                              |             | 0.00        |             |

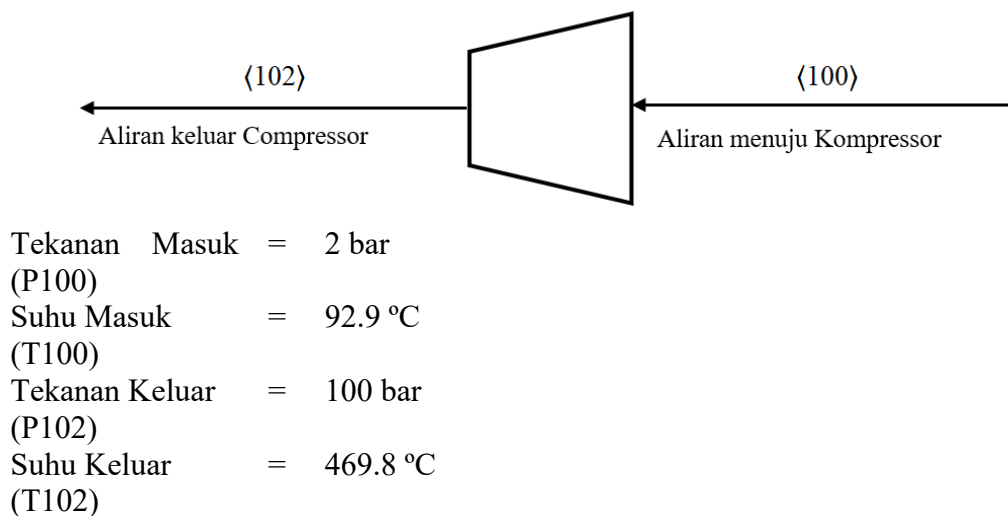
#### 67. TEE Point 5 (TEE-5)



**Tabel IV.90** Neraca Panas TEE Point 5

| NERACA PANAS TEE POINT HIDROGEN RECYCLE |              |             |              |
|-----------------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                              |              | KELUAR (kJ) |              |
| H99                                     | -361.006.969 | H100        | -317.686.132 |
|                                         |              | H101        | -43.320.836  |
| TOTAL                                   | -361.006.969 | TOTAL       | -361.006.969 |
| $\Delta H$                              |              | 0.00        |              |

#### 68. Recycle Methanol Compressor (K-482)

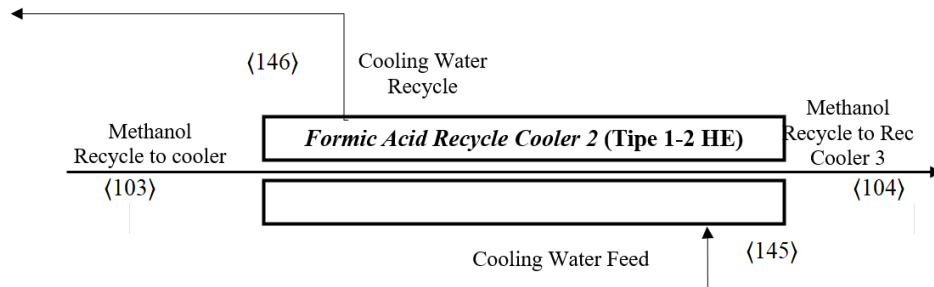


**Tabel IV.91** Neraca Panas Recycle Methanol Compressor

| NERACA PANAS Recycle Methanol Compressor |
|------------------------------------------|
|------------------------------------------|

| MASUK (kJ) |                   | KELUAR (kJ) |                   |
|------------|-------------------|-------------|-------------------|
| H100       | -317.686.132      | H102        | -284651601.608845 |
| W Stage 1  | 270.672.032       |             |                   |
| W Stage 2  | -257011937.93     |             |                   |
| W Stage 3  | 8917660.7         |             |                   |
| W Stage 4  | 10456776.4        |             |                   |
| TOTAL      | -284651601.608845 | TOTAL       | -284651601.608845 |
| $\Delta H$ |                   | 0.00        |                   |

### 69. Formic Acid Recycle Cooler 2 (E-476)

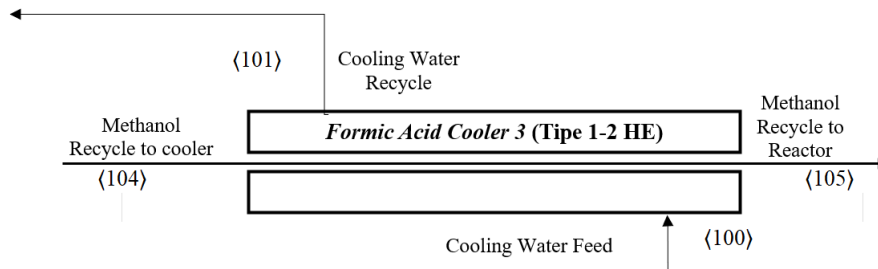


|                       |   |          |                        |   |       |
|-----------------------|---|----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P103)  | = | 105 bar  | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T103)     | = | 345.9°C  | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P104) | = | 105 bar  | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T104)    | = | 260.7 °C | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.92** Neraca Panas Formic Acid Recycle Cooler 2

| NERACA PANAS FA RECYCLE COOLER 2 |                 |             |                   |
|----------------------------------|-----------------|-------------|-------------------|
| MASUK (kJ)                       |                 | KELUAR (kJ) |                   |
| H103                             | -297.037.900    | H104        | -337.068.931      |
| H CWF                            | -9.985.364.754  | H CWR       | -9.945.333.722.14 |
| TOTAL                            | -10.282.402.653 | TOTAL       | -10.282.402.653   |
| $\Delta H$                       |                 | 0.00        |                   |

### 70. Formic Acid Recycle Cooler 3 (E-477)



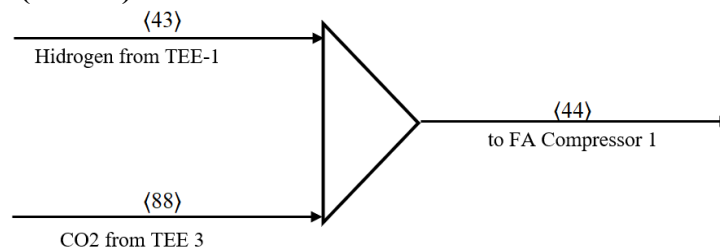
|                      |   |         |                       |   |       |
|----------------------|---|---------|-----------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P104) | = | 105 bar | Tekanan Masuk (P CWS) | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T104)    | = | 345.9°C | Suhu Masuk (T CWS)    | = | 30 °C |

Tekanan Keluar (P105) = 105 bar      Tekanan Keluar (P CWR) = 3 bar  
 Suhu Keluar (T105) = 260.7 °C      Suhu Keluar (T CWR) = 80 °C

**Tabel IV.93** Neraca Panas *Formic Acid Recycle Cooler 3*

| NERACA PANAS FA RECYCLE COOLER 3 |                |             |                   |
|----------------------------------|----------------|-------------|-------------------|
| MASUK (kJ)                       |                | KELUAR (kJ) |                   |
| H104                             | -337.068.931   | H105        | -381.723.842      |
| H CWF                            | -6.684.805.673 | H CWR       | -6.640.151.053.49 |
| TOTAL                            | -7.021.874.604 | TOTAL       | -7.021.874.895    |
| $\Delta H$                       |                | 0.00        |                   |

### 71. *Mixing Point 5 (MIX-5)*

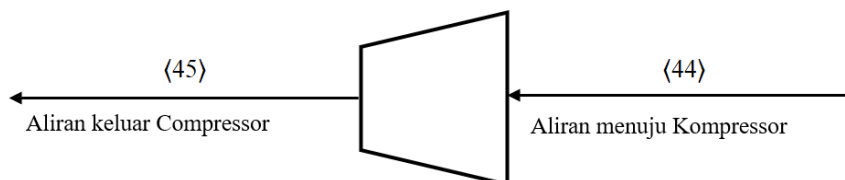


Tekanan Masuk (P43) = 13.4 bar      Tekanan Keluar (P44) = 12.95 bar  
 Suhu Masuk (T43) = 61.2 °C      Suhu Keluar (T44) = 53.3 °C  
 Tekanan Masuk (P88) = 12.95 bar  
 Suhu Masuk (T88) = 50 °C

**Tabel IV.94** Neraca Panas *Mixing Point 5*

| NERACA PANAS MIXING POINT 5 |             |             |             |
|-----------------------------|-------------|-------------|-------------|
| MASUK (kJ)                  |             | KELUAR (kJ) |             |
| H88                         | -97.414.096 | H44         | -97.020.392 |
| H43                         | 393.704     |             |             |
| TOTAL                       | -97.020.392 | TOTAL       | -97.020.392 |
| $\Delta H$                  |             | 0.00        |             |

### 72. *Formic Acid Feed Gas Compressor 1 (K-471)*

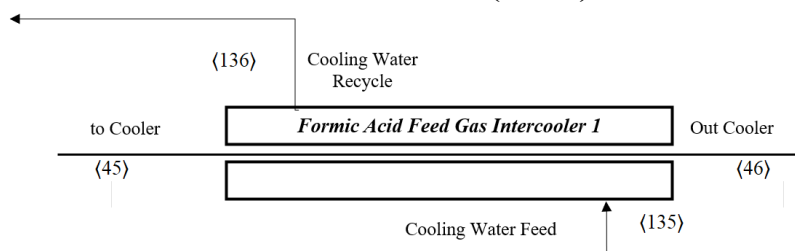


Tekanan Masuk = 12.95 bar  
 Suhu Masuk = 53.3 °C  
 Tekanan Keluar = 26.2 bar  
 Suhu Keluar = 137.2 °C

**Tabel IV.95** Neraca Panas *Formic Acid Feed Gas Compressor 1*

| NERACA PANAS FA FEED GAS COMPRESSOR 1 |               |             |               |
|---------------------------------------|---------------|-------------|---------------|
| MASUK (kJ)                            |               | KELUAR (kJ) |               |
| H44                                   | -97.020.392   | H45         | -95.289.275.7 |
| W Komp                                | 1.731.116     |             |               |
| TOTAL                                 | -95.289.275.7 | TOTAL       | -95.289.275.7 |
| $\Delta H$                            |               | 0.00        |               |

### 73. Formic Acid Feed Gas Intercooler 1 (E-471)

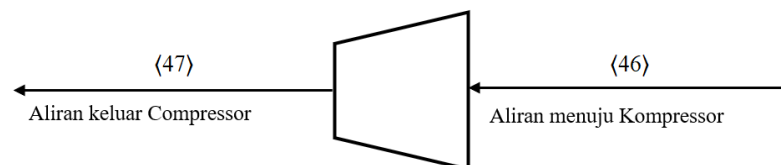


|                      |   |          |                        |   |       |
|----------------------|---|----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P45)  | = | 26.2 bar | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T45)     | = | 137.2 °C | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P46) | = | 25.9 bar | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T46)    | = | 100 °C   | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.96** Neraca Panas *Formic Acid Feed Gas Intercooler 1*

| NERACA PANAS FORMIC ACID INTERCOOLER 1 |              |             |                |
|----------------------------------------|--------------|-------------|----------------|
| MASUK (kJ)                             |              | KELUAR (kJ) |                |
| H45                                    | -95.289.276  | H46         | -96.087.191    |
| H CWF                                  | -58.499.504  | H CWR       | -57.701.589.35 |
| TOTAL                                  | -153.788.780 | TOTAL       | -153.788.780   |
| $\Delta H$                             |              | 0.00        |                |

### 74. Formic Acid Feed Gas Compressor 2 (K-472)



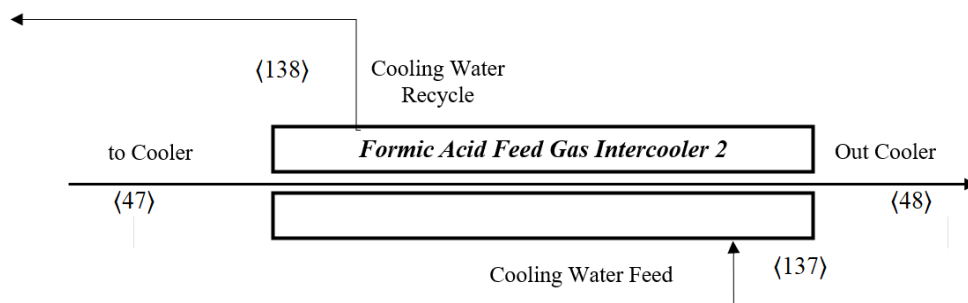
|                |   |          |
|----------------|---|----------|
| Tekanan Masuk  | = | 26.2 bar |
| (P 46)         |   |          |
| Suhu Masuk     | = | 100 °C   |
| (T 46)         |   |          |
| Tekanan Keluar | = | 52.3 bar |
| (P 47)         |   |          |

Suhu Keluar = 194.1 °C  
(T 47)

**Tabel IV.97** Neraca Panas *Formic Acid Feed Gas Compressor 2*

| NERACA PANAS FA FEED GAS COMPRESSOR 2 |               |             |               |
|---------------------------------------|---------------|-------------|---------------|
| MASUK (kJ)                            |               | KELUAR (kJ) |               |
| H46                                   | -96.087.191   | H47         | -94.104.580.7 |
| W Komp                                | 1.982.610     |             |               |
| TOTAL                                 | -94.104.580.7 | TOTAL       | -94.104.580.7 |
| $\Delta H$                            |               | 0.00        |               |

**75. Formic Acid Feed Gas Intercooler 2 (E-472)**

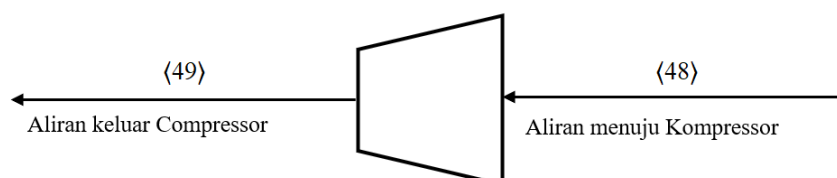


|                      |   |          |                        |   |       |
|----------------------|---|----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P47)  | = | 52.3 bar | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T47)     | = | 194.1 °C | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P48) | = | 52.2 bar | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T48)    | = | 100 °C   | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.98** Neraca Panas *Formic Acid Feed Gas Intercooler 2*

| NERACA PANAS FORMIC ACID INTERCOOLER 2 |              |             |                 |
|----------------------------------------|--------------|-------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                             |              | KELUAR (kJ) |                 |
| H47                                    | -94.104.581  | H48         | -96.176.893     |
| H CWF                                  | -151.932.536 | H CWR       | -149.860.223.82 |
| TOTAL                                  | -246.037.117 | TOTAL       | -246.037.117    |
| $\Delta H$                             |              | 0.00        |                 |

**76. Formic Acid Feed Gas Compressor 3 (K-473)**



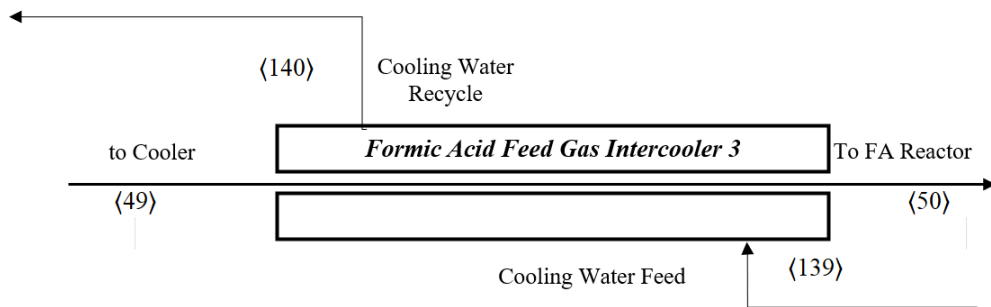
Tekanan Masuk = 52.2 bar  
(P 48)  
Suhu Masuk = 100 °C  
(T48)

Tekanan Keluar = 105.1 bar  
(P 49)  
Suhu Keluar = 194.1 °C  
(T49)

**Tabel IV.99** Neraca Panas Formic Acid Feed Gas Compressor 3

| NERACA PANAS FA FEED GAS COMPRESSOR 3 |               |             |               |
|---------------------------------------|---------------|-------------|---------------|
| MASUK (kJ)                            |               | KELUAR (kJ) |               |
| H48                                   | -96.176.893   | H49         | -94.192.023.3 |
| W Komp                                | 1.984.870     |             |               |
| TOTAL                                 | -94.192.023.3 | TOTAL       | -94.192.023.3 |
| $\Delta H$                            |               | 0.00        |               |

**77. Formic Acid Feed Gas Intercooler 3 (E-473)**

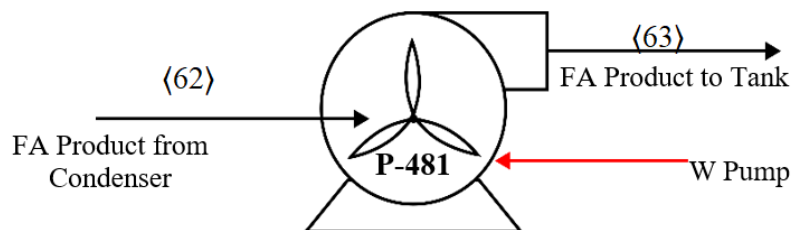


|                      |   |           |                        |   |       |
|----------------------|---|-----------|------------------------|---|-------|
| Tekanan Masuk (P49)  | = | 105.1 bar | Tekanan Masuk (P CWS)  | = | 3 bar |
| Suhu Masuk (T49)     | = | 194.1 °C  | Suhu Masuk (T CWS)     | = | 30 °C |
| Tekanan Keluar (P50) | = | 105 bar   | Tekanan Keluar (P CWR) | = | 3 bar |
| Suhu Keluar (T50)    | = | 33 °C     | Suhu Keluar (T CWR)    | = | 80 °C |

**Tabel IV.100** Neraca Panas Formic Acid Feed Gas Intercooler 3

| NERACA PANAS FORMIC ACID INTERCOOLER 3 |              |             |                 |
|----------------------------------------|--------------|-------------|-----------------|
| MASUK (kJ)                             |              | KELUAR (kJ) |                 |
| H49                                    | -94.192.023  | H50         | -96.176.893     |
| H CWF                                  | -282.636.706 | H CWR       | -278.781.629.93 |
| TOTAL                                  | -376.828.729 | TOTAL       | -374.958.523    |
| $\Delta H$                             |              | 0.00        |                 |

**78. Formic Acid Condenser Product Pump (P-481)**

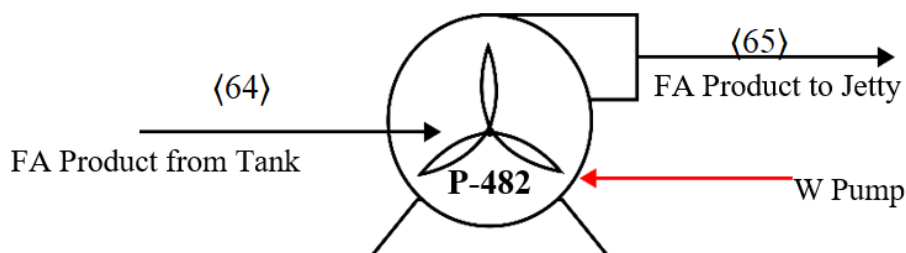


Tekanan Masuk = 0.24 bar  
 (P62)  
 Suhu Masuk = 38.6 °C  
 (T62)  
 Tekanan Keluar = 1 bar  
 (P63)  
 Suhu Keluar = 38.7 °C  
 (T 63)

**Tabel IV.101** Neraca Panas *Formic Acid Condenser Product Pump*

| NERACA PANAS <i>FORMIC ACID CONDENSER PRODUCT PUMP</i> |              |             |              |
|--------------------------------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                                             |              | KELUAR (kJ) |              |
| H62                                                    | -104.815.696 | H63         | -104.814.561 |
| W                                                      | 1.135        |             |              |
| TOTAL                                                  | -104.814.561 | TOTAL       | -104.814.561 |
| $\Delta H$                                             |              | 0.00        |              |

#### 79. *Formic Acid Product Pump (P-482)*



Tekanan Masuk = 1 bar  
 (P64)  
 Suhu Masuk = 38.6 °C  
 (T64)  
 Tekanan Keluar = 5 bar  
 (P65)  
 Suhu Keluar = 39 °C  
 (T65)

**Tabel IV.102** Neraca Panas *Formic Acid Product Pump*

| NERACA PANAS <i>FORMIC ACID PRODUCT PUMP</i> |              |             |              |
|----------------------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| MASUK (kJ)                                   |              | KELUAR (kJ) |              |
| H64                                          | -104.814.561 | H65         | -104.808.708 |

|            |              |       |              |
|------------|--------------|-------|--------------|
| W          | 5.853        |       |              |
| TOTAL      | -104.808.708 | TOTAL | -104.808.708 |
| $\Delta H$ |              | 0.00  |              |

### IV.3 Kebutuhan Utilitas

Setelah dilakukan perhitungan maka total kebutuhan utilitas adalah sebagai berikut.

**Tabel IV.103** Total Kebutuhan Utilitas

| No. | Jenis Utilitas | Jumlah    | Satuan         | Biaya        |
|-----|----------------|-----------|----------------|--------------|
| 1.  | Listrik        | 228391.43 | kWh            | \$ 12.181.63 |
| 2.  | Steam          | 386432.6  | Kg             | \$ 8.267.02  |
| 3.  | Air Pendingin  | 23492.93  | m <sup>3</sup> | \$ 2.271.09  |
| 4.  | Air Proses     | 0.992     | m <sup>3</sup> | \$ 0.09      |

Berdasarkan hasil perhitungan. diperoleh total biaya utilitas sebesar US\$ 22.719.83 per jam. Jika dikonversikan ke dalam mata uang rupiah. nilai tersebut setara dengan Rp 382.760.206.37. Adapun total biaya utilitas tahunan diperkirakan mencapai US\$ 179.941.034. atau setara dengan Rp 3.031.571.253.503.37.

## BAB V

### DAFTAR HARGA DAN PERALATAN

#### V.1 Daftar Peralatan

Berikut adalah daftar peralatan utama beserta spesifikasinya pada pabrik ammonia dengan CCUS yang akan dibangun:

**Tabel V.1** Daftar Peralatan

| No. | Kode Alat | Nama Alat                         | Jumlah | Tipe                                 | Sizing |                | Material            |
|-----|-----------|-----------------------------------|--------|--------------------------------------|--------|----------------|---------------------|
| 1   | K-101     | <i>Natural Gas Compressor</i>     | 2      | <i>Centrifugal</i>                   | 2025   | hp             | SA-285 Carbon Steel |
| 2   | K-102     | <i>Steam Compressor</i>           | 2      | <i>Centrifugal</i>                   | 6439   | hp             | SA-285 Carbon Steel |
| 3   | E-111     | <i>Natural Gas Heat Exchanger</i> | 3      | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 76     | m <sup>2</sup> | SB 168 Nickel       |
| 4   | E-112     | <i>Steam Heat Exchanger</i>       | 3      | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 76     | m <sup>2</sup> | SB 168 Nickel       |
| 5   | E-113     | <i>Effluent Reformer Cooler</i>   | 4      | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 466.83 | m <sup>2</sup> | SB 168 Nickel       |

|    |       |                                       |   |                                       |          |                |                       |
|----|-------|---------------------------------------|---|---------------------------------------|----------|----------------|-----------------------|
| 6  | R-111 | <i>Pre-Reformer Reactor</i>           | 1 | <i>Packed Bed Reactor</i>             | 105      | ton            | SB-168 Nickel         |
| 7  | R-112 | <i>Auto Thermal Reactor</i>           | 1 | <i>Packed Bed Reactor with Burner</i> | 80       |                | SB-168 Nickel         |
| 8  | R-221 | <i>High Temperature Shift Reactor</i> | 1 | <i>Packed Bed Reactor</i>             | 144.4334 | ton            | SB-168 Nickel         |
| 9  | E-221 | <i>HTS Cooler</i>                     | 4 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>  | 578.9    | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 10 | R-222 | <i>Low Temperature Shift Reactor</i>  | 1 | <i>Packed Bed Reactor</i>             | 129.2742 | ton            | Stainless Steel - 304 |
| 11 | E-222 | <i>LTS Cooler</i>                     | 4 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>  | 392      | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 12 | C-231 | <i>Absorber Column</i>                | 1 | <i>Packed Column</i>                  | 94       | ton            | SA-285 Carbon Steel   |
| 13 | E-232 | <i>MDEA Cooler</i>                    | 3 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>  | 709      | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |

|    |       |                                   |   |                                        |          |                |                       |
|----|-------|-----------------------------------|---|----------------------------------------|----------|----------------|-----------------------|
| 14 | P-231 | <i>MDEA Pump</i>                  | 1 | <i>Centrifugal Pump Double Suction</i> | 731      | hp             | SA-285 Carbon Steel   |
| 15 | C-232 | <i>MDEA Recovery Column</i>       | 1 | <i>Packed Column</i>                   | 244      | ton            | SA-285 Carbon Steel   |
| 16 | E-231 | <i>MDEA Exchanger</i>             | 3 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>   | 634      | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 17 | E-233 | <i>MDEA Column Condenser</i>      | 3 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>   | 532.22   | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 18 | E-232 | <i>MDEA Column Reboiler</i>       | 3 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>   | 373.49   | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 19 | E-241 | <i>Methanator Recovery Heater</i> | 1 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>   | 37.9     | m <sup>2</sup> | SA-285 Carbon Steel   |
| 20 | R-241 | <i>Methanator Reactor</i>         | 1 | <i>Packed Bed Reactor</i>              | 60.58987 | ton            | Stainless Steel - 304 |

|    |              |                                           |   |                                                       |              |                |                             |
|----|--------------|-------------------------------------------|---|-------------------------------------------------------|--------------|----------------|-----------------------------|
| 21 | E-242        | <i>Methanator<br/>Effluent<br/>Cooler</i> | 1 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 290.8        | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 22 | V-251<br>A/B | <i>Pressure<br/>Swing<br/>Adsorption</i>  | 6 | <i>Adsorpti<br/>on Vessel</i>                         | 80           | Ton            | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 23 | K-361        | <i>Feed Gas<br/>Compressor<br/>1</i>      | 2 | <i>Centrifuga<br/>l<br/>Compresso<br/>r</i>           | 20746.5<br>9 | hp             | SA-285<br>Carbon<br>Steel   |
| 24 | K-362        | <i>Feed Gas<br/>Compressor<br/>1</i>      | 2 | <i>Centrifuga<br/>l<br/>Compresso<br/>r</i>           | 24461.2      | hp             | SA-285<br>Carbon<br>Steel   |
| 25 | E-361        | <i>Feed Gas<br/>Cooler</i>                | 1 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 60.8         | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 26 | E-363        | <i>Ammonia<br/>Recovery<br/>Heater</i>    | 1 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 190.4        | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 27 | R-361        | <i>Ammonia<br/>Reactor</i>                | 1 | <i>Packed<br/>Bed<br/>Reacor</i>                      | 106.823<br>6 | ton            | Sb-127<br>Nickel            |
| 28 | E-364        | <i>Ammonia<br/>Cooler 1</i>               | 1 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 364          | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |

|    |       |                                 |   |                                      |          |                |                       |
|----|-------|---------------------------------|---|--------------------------------------|----------|----------------|-----------------------|
| 29 | E-365 | <i>Ammonia Cooler 2</i>         | 2 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 537      | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 30 | E-366 | <i>Ammonia Cooler 3</i>         | 3 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 799.3    | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 31 | V-361 | <i>Ammonia Separator</i>        | 1 | <i>Vertical Gas Liquid Separator</i> | 56       | ton            | Stainless Steel - 304 |
| 32 | K-364 | <i>Recycle Gas Compressor 1</i> | 2 | <i>Centrifugal Compressor</i>        | 25257.9  | hp             | SA-285 Carbon Steel   |
| 33 | K-365 | <i>Recycle Gas Compressor 2</i> | 2 | <i>Centrifugal Compressor</i>        | 50821.88 | hp             | SA-285 Carbon Steel   |
| 34 | E-362 | <i>Recycle Gas Heater</i>       | 1 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 391      | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 35 | T-361 | <i>Ammonia Storage Tank</i>     | 4 | <i>Storage Tank</i>                  | 35112.36 | m <sup>3</sup> | SA-285 Carbon Steel   |
| 36 | P-361 | <i>Ammonia Product Pump</i>     | 2 | <i>Centrifugal Pump</i>              | 40       | hp             | SA-285 Carbon Steel   |

|    |       |                                  |   |                                      |          |                |                       |
|----|-------|----------------------------------|---|--------------------------------------|----------|----------------|-----------------------|
| 37 | K-471 | <i>Sour Gas Compressor</i>       | 2 | <i>Centrifugal Compressor</i>        | 6207.1   | hp             | SA-285 Carbon Steel   |
| 38 | K-472 | <i>Feed Gas FA Compressor 1</i>  | 2 | <i>Centrifugal Compressor</i>        | 644.9    | hp             | Stainless Steel - 304 |
| 39 | K-473 | <i>Feed Gas FA Compressor 2</i>  | 2 | <i>Centrifugal Compressor</i>        | 738.5    | hp             | Stainless Steel - 304 |
| 40 | K-474 | <i>Feed Gas FA Compressor 3</i>  | 2 | <i>Centrifugal Compressor</i>        | 739.4    | hp             | Stainless Steel - 304 |
| 41 | E-471 | <i>Feed Gas FA Intercooler 1</i> | 1 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 21.15476 | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 42 | E-472 | <i>Feed Gas FA Intercooler 2</i> | 1 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 95.48849 | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 43 | E-235 | <i>Sour Gas Cooler</i>           | 2 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 280.1025 | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |

|    |            |                                                            |   |                                                       |              |                |                             |
|----|------------|------------------------------------------------------------|---|-------------------------------------------------------|--------------|----------------|-----------------------------|
| 44 | E-482      | <i>Formic Acid<br/>Distillation<br/>Heat<br/>Exchanger</i> | 1 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 28.0847<br>6 | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 45 | E-476      | <i>Formic Acid<br/>Recycle<br/>Cooler 2</i>                | 1 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 116.679<br>7 | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 46 | E-477      | <i>Formic Acid<br/>Recycle<br/>Cooler 3</i>                | 2 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 358.171<br>7 | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 47 | K-482<br>A | <i>Methanol<br/>Recycle<br/>Compressor<br/>1</i>           | 2 | <i>Centrifugal<br/>Compressor</i>                     | 2298.6       | hp             | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 48 | K-482<br>B | <i>Methanol<br/>Recycle<br/>Compressor<br/>2</i>           | 2 | <i>Centrifugal<br/>Compressor</i>                     | 2789.8       | hp             | Stainless<br>Steel -<br>307 |
| 49 | K-482<br>C | <i>Methanol<br/>Recycle<br/>Compressor<br/>3</i>           | 2 | <i>Centrifugal<br/>Compressor</i>                     | 3321.9       | hp             | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 50 | K-482<br>D | <i>Methanol<br/>Recycle<br/>Compressor<br/>4</i>           | 2 | <i>Centrifugal<br/>Compressor</i>                     | 3895.2       | hp             | Stainless<br>Steel -<br>305 |

|    |       |                                                        |   |                                                       |              |                |                             |
|----|-------|--------------------------------------------------------|---|-------------------------------------------------------|--------------|----------------|-----------------------------|
| 51 | E-484 | <i>Distillation<br/>Column<br/>Reboiler</i>            | 1 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 45.2274<br>1 | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 52 | E-485 | <i>Distillation<br/>Column<br/>Condenser</i>           | 2 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 83.8101      | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 53 | E-474 | <i>Formic Acid<br/>Product<br/>Cooler</i>              | 2 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 410.840<br>3 | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 54 | E-475 | <i>Formic Acid<br/>Recycle<br/>Cooler 1</i>            | 1 | <i>Shell and<br/>Tube<br/>Heat<br/>Exchang<br/>er</i> | 60.1816<br>3 | m <sup>2</sup> | Stainless<br>Steel -<br>304 |
| 55 | R-471 | <i>Formic Acid<br/>Reactor</i>                         | 4 | <i>Agitated<br/>Reactor</i>                           | 203          | ton            | Stainless<br>Steel -<br>316 |
| 56 | V-482 | <i>Formic Acid<br/>Product<br/>Separator</i>           | 1 | <i>Vertical<br/>Gas<br/>Liquid<br/>Separato<br/>r</i> | 15.347       | ton            | Stainless<br>Steel -<br>316 |
| 57 | V-481 | <i>Formic Acid<br/>Product<br/>Decanter<br/>Vessel</i> | 2 | <i>Horizont<br/>al<br/>Liquid-<br/>Liquid</i>         | 9.4          | ton            | Stainless<br>Steel -<br>316 |

|    |       |                                           |   |                                      |          |                |                       |
|----|-------|-------------------------------------------|---|--------------------------------------|----------|----------------|-----------------------|
|    |       |                                           |   | <i>Separator</i>                     |          |                |                       |
| 58 | C-482 | <i>Reactive Distillation Column</i>       | 1 | <i>Packed Column</i>                 | 17.41    | ton            | Stainless Steel - 316 |
| 59 | C-481 | <i>Methanol Recovery Column</i>           | 1 | <i>Packed Column</i>                 | 84.96    | ton            | Stainless Steel - 316 |
| 60 | P-471 | <i>Formic Acid Decanter Vessel Pump</i>   | 1 | <i>Centrifugal Pump</i>              | 92       | hp             | Stainless Steel - 304 |
| 61 | P-481 | <i>Formic Acid Condenser Product Pump</i> | 1 | <i>Centrifugal Pump</i>              | 2        | hp             | Stainless Steel - 304 |
| 62 | P-482 | <i>Formic Acid Product Pump</i>           | 2 | <i>Centrifugal Pump</i>              | 3        | hp             | Stainless Steel - 304 |
| 63 | T-481 | <i>Formic Acid Tank</i>                   | 2 | <i>Storage Tank</i>                  | 16893.61 | m <sup>3</sup> | Stainless Steel - 316 |
| 64 | E-491 | <i>CO2 Cooler 1</i>                       | 1 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 56.169   | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |
| 65 | E-492 | <i>CO2 Cooler 2</i>                       | 1 | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | 373      | m <sup>2</sup> | Stainless Steel - 304 |

|    |       |                            |   |                         |    |     |                       |
|----|-------|----------------------------|---|-------------------------|----|-----|-----------------------|
| 66 | V-490 | <i>Dehydration Tower</i>   | 2 | <i>Fixed Bed Column</i> | 38 | ton | Stainless Steel - 316 |
| 67 | V-101 | <i>Desulfurizer Vessel</i> | 1 | <i>Fixed Bed Vessel</i> | 34 | ton | Stainless Steel - 316 |

## V.2 Daftar dan Harga Peralatan

Berikut daftar dan harga peralatan dalam pabrik amonia dengan CCUS yang akan dibangun:

**Tabel V.2** Daftar dan Harga Peralatan

| No. | Kode Alat | Nama Alat                         | Jumlah | Harga          |
|-----|-----------|-----------------------------------|--------|----------------|
| 1   | K-101     | <i>Natural Gas Compressor</i>     | 2      | \$ 630.756.3   |
| 2   | K-102     | <i>Steam Compressor</i>           | 2      | \$ 1.073.896.9 |
| 3   | E-111     | <i>Natural Gas Heat Exchanger</i> | 3      | \$ 488.407.0   |
| 4   | E-112     | <i>Steam Heat Exchanger</i>       | 3      | \$ 488.407.0   |
| 5   | E-113     | <i>Effluent Reformer Cooler</i>   | 4      | \$ 2.237.691.8 |
| 6   | R-111     | <i>Pre-Reformer Reactor</i>       | 1      | \$ 2.128.700.0 |
| 7   | R-112     | <i>Auto Thermal Reactor</i>       | 1      | \$ 28.225.455  |

|    |              |                                       |   |                |
|----|--------------|---------------------------------------|---|----------------|
| 8  | R-221        | <i>High Temperature Shift Reactor</i> | 1 | \$ 2.764.819.6 |
| 9  | E-221        | <i>HTS Cooler</i>                     | 4 | \$ 1.980.761.7 |
| 10 | R-222        | <i>Low Temperature Shift Reactor</i>  | 1 | \$ 1.930.516.2 |
| 11 | E-222        | <i>LTS Cooler</i>                     | 4 | \$ 1.519.484.7 |
| 12 | C-231        | <i>Absorber Column</i>                | 1 | \$ 4.871.033.5 |
| 13 | E-232        | <i>MDEA Cooler</i>                    | 3 | \$ 1.705.149.7 |
| 14 | P-231        | <i>MDEA Pump</i>                      | 1 | \$ 296.144.4   |
| 15 | C-232        | <i>MDEA Recovery Column</i>           | 1 | \$ 5.775.371.7 |
| 16 | E-231        | <i>MDEA Exchanger</i>                 | 3 | \$ 1.580.315.4 |
| 17 | E-233        | <i>MDEA Column Condenser</i>          | 3 | \$ 1.403.024.0 |
| 18 | E-232        | <i>MDEA Column Reboiler</i>           | 3 | \$ 1.102.739.1 |
| 19 | E-241        | <i>Methanator Recovery Heater</i>     | 1 | \$ 77.566.9    |
| 20 | R-241        | <i>Methanator Reactor</i>             | 1 | \$ 1.037.054.7 |
| 21 | E-242        | <i>Methanator Effluent Cooler</i>     | 1 | \$ 310.060.2   |
| 22 | V-251<br>A/B | <i>Pressure Swing Adsorption</i>      | 6 | \$ 5.209.876.6 |

|    |       |                                     |   |                |
|----|-------|-------------------------------------|---|----------------|
| 23 | K-361 | <i>Feed Gas Compressor 1</i>        | 2 | \$ 1.839.507.7 |
| 24 | K-362 | <i>Feed Gas Compressor 1</i>        | 2 | \$ 1.984.293.4 |
| 25 | E-361 | <i>Feed Gas Cooler</i>              | 1 | \$ 106.968.6   |
| 26 | E-363 | <i>Ammonia Recovery<br/>Heater</i>  | 1 | \$ 232.474.5   |
| 27 | R-361 | <i>Ammonia Reactor</i>              | 1 | \$ 1.439.312.9 |
| 28 | E-364 | <i>Ammonia Cooler 1</i>             | 1 | \$ 361.202.5   |
| 29 | E-365 | <i>Ammonia Cooler 2</i>             | 2 | \$ 941.053.5   |
| 30 | E-366 | <i>Ammonia Cooler 3</i>             | 3 | \$ 1.849.974.5 |
| 31 | V-361 | <i>Ammonia Separator</i>            | 1 | \$ 648.121.7   |
| 32 | K-364 | <i>Recycle Gas Compressor<br/>1</i> | 2 | \$ 2.013.765.2 |
| 33 | K-365 | <i>Recycle Gas Compressor<br/>2</i> | 2 | \$ 2.777.726.3 |
| 34 | E-362 | <i>Recycle Gas Heater</i>           | 1 | \$ 379.212.0   |
| 35 | T-361 | <i>Ammonia Storage Tank</i>         | 4 | \$ 8.888.325.5 |
| 36 | P-361 | <i>Ammonia Pump</i>                 | 2 | \$ 119.815.2   |
| 37 | K-232 | <i>Sour Gas Compressor</i>          | 2 | \$ 1.055.931.1 |

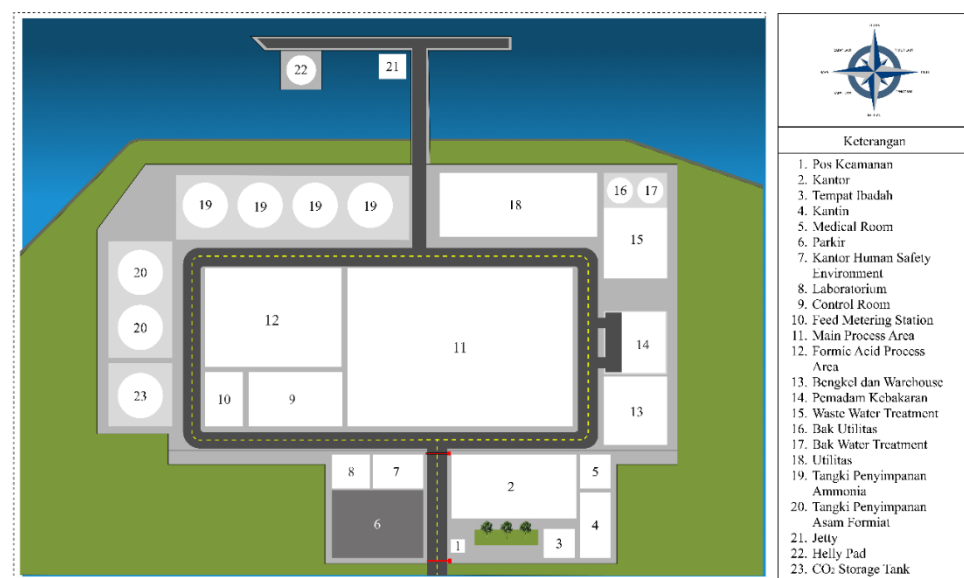
|    |         |                                                    |   |                |
|----|---------|----------------------------------------------------|---|----------------|
| 38 | K-471   | <i>Feed Gas FA<br/>Compressor 1</i>                | 2 | \$ 558.938.3   |
| 39 | K-472   | <i>Feed Gas FA<br/>Compressor 2</i>                | 2 | \$ 594.892.6   |
| 40 | K-473   | <i>Feed Gas FA<br/>Compressor 3</i>                | 2 | \$ 753.953.0   |
| 41 | E-471   | <i>Feed Gas FA Intercooler<br/>1</i>               | 1 | \$ 52.177.0    |
| 42 | E-472   | <i>Feed Gas FA Intercooler<br/>2</i>               | 1 | \$ 145.401.4   |
| 43 | E-485   | <i>Sour Gas Cooler</i>                             | 2 | \$ 604.515.5   |
| 44 | E-482   | <i>Formic Acid Distillation<br/>Heat Exchanger</i> | 1 | \$ 63.264.8    |
| 45 | E-476   | <i>Formic Acid Recycle<br/>Cooler 2</i>            | 1 | \$ 166.632.1   |
| 46 | E-477   | <i>Formic Acid Recycle<br/>Cooler 3</i>            | 2 | \$ 714.519.2   |
| 47 | K-482 A | <i>Methanol Recycle<br/>Compressor 1</i>           | 2 | \$ 1.270.377.7 |
| 48 | K-482 B | <i>Methanol Recycle<br/>Compressor 2</i>           | 2 | \$ 1.388.747.6 |
| 49 | K-482 C | <i>Methanol Recycle<br/>Compressor 3</i>           | 2 | \$ 1.504.864.9 |
| 50 | K-482 D | <i>Methanol Recycle<br/>Compressor 4</i>           | 2 | \$ 1.619.210.8 |
| 51 | E-484   | <i>Distillation Column<br/>Reboiler</i>            | 1 | \$ 87.473.2    |
| 52 | E-485   | <i>Distillation Column<br/>Condenser</i>           | 2 | \$ 266.117.4   |

|    |       |                                            |   |                |
|----|-------|--------------------------------------------|---|----------------|
| 53 | E-474 | <i>Formic Acid Product Cooler</i>          | 2 | \$ 784.385.4   |
| 54 | E-475 | <i>Formic Acid Recycle Cooler 1</i>        | 1 | \$ 106.227.6   |
| 55 | R-471 | <i>Formic Acid Reactor</i>                 | 4 | \$11.179.963.9 |
| 56 | V-482 | <i>Formic Acid Product Separator</i>       | 1 | \$ 224.223.8   |
| 57 | V-481 | <i>Formic Acid Product Decanter Vessel</i> | 2 | \$ 300.011.0   |
| 58 | C-482 | <i>Reactive Distillation Column</i>        | 1 | \$ 248.655.1   |
| 59 | C-481 | <i>Methanol Recovery Column</i>            | 1 | \$ 912.217.3   |
| 60 | P-471 | <i>Formic Acid Decanter Vessel Pump</i>    | 1 | \$ 14.992      |
| 61 | P-481 | <i>Formic Acid Condenser Pump</i>          | 1 | \$ 18.737      |
| 62 | P-482 | <i>Formic Acid Product Pump</i>            | 1 | \$ 123.133.3   |
| 63 | T-481 | <i>Formic Acid Tank</i>                    | 2 | \$ 5.545.448.5 |
| 64 | E-491 | <i>CO2 Cooler 1</i>                        | 1 | \$ 101.358.4   |
| 65 | E-492 | <i>CO2 Cooler 2</i>                        | 1 | \$ 367.251.7   |
| 66 | V-490 | <i>Dehydration Tower</i>                   | 2 | \$ 943.180.8   |
| 67 | V-101 | <i>Desulfurizer Vessel</i>                 | 1 | \$ 812.122.1   |

|              |     |                            |   |                       |
|--------------|-----|----------------------------|---|-----------------------|
| 68           | ASU | <i>Air Separation Unit</i> | 1 | \$ 80.657.579         |
| <b>TOTAL</b> |     |                            |   | <b>\$ 203.605.491</b> |

### V.3 Tata Letak Pabrik Secara Garis Besar

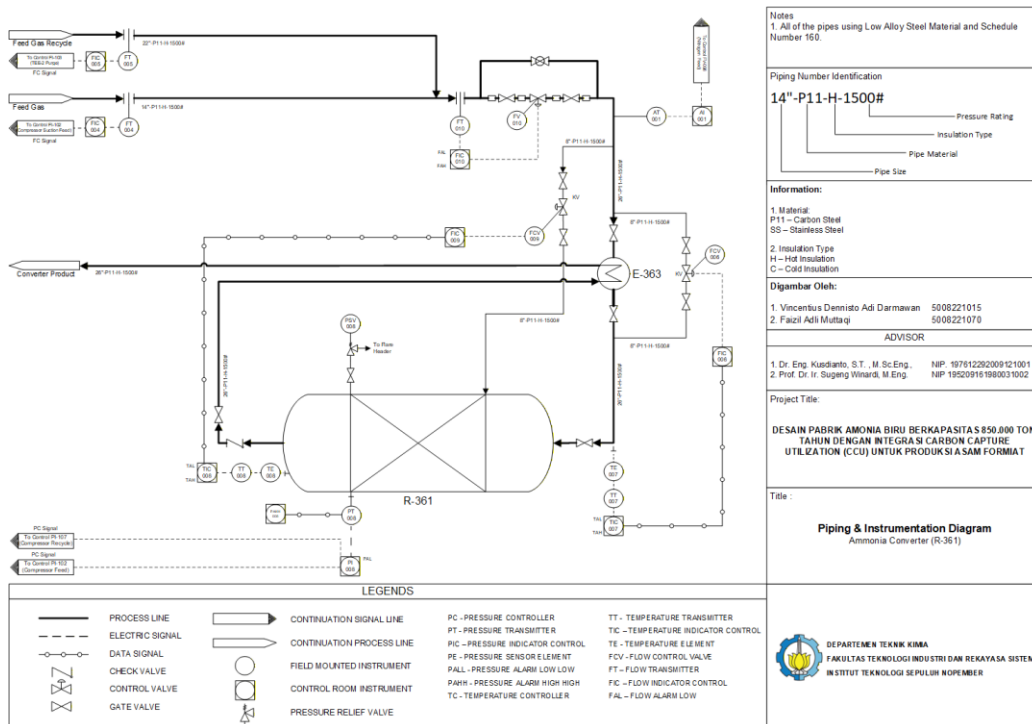
Berikut merupakan tata letak pabrik secara garis besar pada pabrik ammonia dengan CCUS yang akan dibangun.



**Gambar V.1** Layout Garis Besar Pabrik

### V.4 P&ID Alat Utama dan *Preliminary* HAZOP

Berikut adalah P&ID alat utama yaitu *Ammonia Converter* pada pabrik ammonia dengan CCUS yang akan dibangun:



**Gambar V.2 P&ID Ammonia Converter**

Penerapan instrumentasi dan keselamatan kerja merupakan dua elemen krusial dalam menjamin tercapainya target kualitas serta kuantitas produk, sekaligus melindungi keselamatan pekerja dan peralatan proses. Instrumentasi berfungsi untuk memantau dan mengendalikan variabel proses demi optimalisasi produksi, sementara sistem keselamatan kerja bertujuan memitigasi risiko kerugian material, kerusakan fasilitas, hingga korban jiwa yang dapat terjadi secara tak terduga (Kusnarjo, 2010). Keterkaitan antara pengendalian proses dan keamanan ini diwujudkan melalui dokumen *Piping and Instrument Diagrams* (P&ID). Selanjutnya, untuk memetakan potensi bahaya pada peralatan maupun proses, diperlukan analisis *Hazard and Operability Study* (HAZOP). Berikut ini disajikan detail P&ID dan analisis HAZOP untuk unit utama *Ammonia Converter* pada prarancangan pabrik amonia berbahan baku gas alam.

**Tabel V.3 Preliminary HAZOP Ammonia Converter**

| Severity / KONSEKUENSI (S)        |                                                        |                                                        |                                             |                                               | PROBABILITAS / FREKUENSI (P)       |                              |                                                             |                                                           |                                            |
|-----------------------------------|--------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------|---------------------------------------------|-----------------------------------------------|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------|--------------------------------------------|
| Kategori Dampak                   | K3 (Kesehatan & Keselamatan)                           | Lingkungan                                             | Reputasi / Stakeholder                      | Finansial                                     | 1                                  | 2                            | 3                                                           | 4                                                         | 5                                          |
|                                   |                                                        |                                                        |                                             |                                               | (Hampir Tidak Mungkin)             | (Kecil Kemungkinan)          | (Kadang Terjadi)                                            | (Insiden Terisolasi)                                      | (Insiden Berulang)                         |
|                                   |                                                        |                                                        |                                             |                                               | $\$P < 10^{-5}$                    | $\$10^{-4} < P < 10^{-3}$    | $\$10^{-3} < P < 10^{-2}$                                   | $\$10^{-2} < P < 10^{-1}$                                 | $\$10^{-1} < P$                            |
|                                   |                                                        |                                                        |                                             |                                               | Belum pernah terdengar di industri | Pernah terdengar di industri | Pernah terjadi di organisasi atau >1x per tahun di industri | Pernah terjadi di lokasi atau >1x per tahun di organisasi | Pernah terjadi >1x per tahun di lokasi ini |
| <b>LEVEL 5</b><br>(Sangat Berat)  | <b>Kematian (Fatality)</b> , Dampak serius pada publik | Kerusakan lingkungan yang meluas (habitat/flora/fauna) | Dampak pada Stakeholder Internasional       | Tingkat Korporat (\$10 Juta atau lebih)       | A                                  | I                            | I                                                           | E                                                         | E                                          |
| <b>LEVEL 4</b><br>(Berat)         | <b>Cacat Permanen</b> / Dampak Kesehatan Permanen      | Kerusakan lingkungan yang parah                        | Dampak pada Stakeholder Nasional            | Tingkat Korporat (\$5 Juta - <\$10 Juta)      | A                                  | A                            | I                                                           | I                                                         | E                                          |
| <b>LEVEL 3</b><br>(Sedang)        | <b>Cedera Serius</b> atau Efek Kesehatan (LTI)         | Kerusakan lingkungan terlokalisir                      | Dampak pada Stakeholder Lokal               | Tingkat Situs/Lapangan (\$1 Juta - <\$5 Juta) | T                                  | A                            | A                                                           | I                                                         | I                                          |
| <b>LEVEL 2</b><br>(Ringan)        | <b>Cedera Minor</b> atau efek kesehatan (MTC)          | Dampak Lingkungan Minor                                | Dampak pada Stakeholder di lokasi (On-site) | Tingkat Unit (\$0.1 Juta - <\$1 Juta)         | T                                  | T                            | A                                                           | A                                                         | A                                          |
| <b>LEVEL 1</b><br>(Sangat Ringan) | <b>Cedera Sedikit</b> atau efek kesehatan (FAC)        | Dampak Lingkungan Sedikit                              | Tidak ada dampak pada stakeholder           | Lainnya (<\$100 Ribu)                         | T                                  | T                            | T                                                           | T                                                         | A                                          |

| HAZOP STUDY REPORT |                   |                                                                                                                |                                            |               |            |          |             |                                               |                                                                                                        |            |          |               |
|--------------------|-------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------|---------------|------------|----------|-------------|-----------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|----------|---------------|
| P&ID Ref:          | Ammonia Converter | (Battery Limit: Stream 32,Stream 33, Ammonia Converter)                                                        |                                            |               |            |          |             |                                               |                                                                                                        |            |          |               |
| HAZOP TEAM MEMBERS |                   | 1. Vincentius Dennisto Adi Darmawan                                                                            |                                            |               |            |          |             |                                               |                                                                                                        |            |          |               |
|                    |                   | 2. Faizil Adli Muttaqi                                                                                         |                                            |               |            |          |             |                                               |                                                                                                        |            |          |               |
| Deviation          | Guide Word        | Possible Causes/Hazard                                                                                         | Possible Consequences                      | Risk Category | Likelihood | Severity | Total Risk  | Safe Guards                                   | Reccomendation                                                                                         | Likelihood | Severity | Residual Risk |
| NODE:              |                   | Stream 32 (Ammonia Converter Inlet Stream)                                                                     |                                            |               |            |          |             |                                               |                                                                                                        |            |          |               |
| FLOW               | Less              | 1. Kegagalan ( <i>Trip</i> ) pada <i>Syngas Compressor</i> di hulu.<br><br>2. Kebocoran besar pada pipa inlet. | 1.1. Kehilangan produksi amonia.           | Asset         | 3          | 4        | Undesirable | 1. FAL-010 (Flow Alarm Low) pada jalur umpan. | 1. Pastikan prosedur <i>shutdown</i> aman berjalan otomatis.<br><br>2. Cek fungsi <i>Check Valve</i> . | 1          | 4        | Tolerable     |
| FLOW               | High              | 1. <i>Surge</i> pada kompresor atau kegagalan                                                                  | 1.1. Kenaikan tekanan mendadak di reaktor. | Asset         | 3          | 3        | Reduce Risk | 1. FAH-010<br>2. FIC-010 (Flow Indicator      | (None)                                                                                                 | 1          | 3        | Tolerable     |

|             |      |                                                                                                                                                                        |                                                                                                          |       |   |   |             |                                           |                                                                                        |   |   |           |
|-------------|------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------|---|---|-------------|-------------------------------------------|----------------------------------------------------------------------------------------|---|---|-----------|
|             |      | kontrol <i>Flow Control Valve</i> (FV-010)                                                                                                                             | 1.2. <i>Channeling</i> pada <i>catalyst bed</i> akibat kecepatan gas tinggi.                             |       |   |   |             | Controller) pada jalur suction kompresor. |                                                                                        |   |   |           |
| TEMPERATURE | LOW  | 1. Terbukanya valve bypass (FCV-006) pada <i>Feed/Effluent Exchanger</i> (E-363) secara tak sengaja.                                                                   | 1.1. Suhu gas umpan terlalu dingin.<br><br>1.2. Reaksi mati ( <i>Loss of reaction</i> ) di reaktor.      | Asset | 3 | 4 | Reduce Risk | 1. TAL-007                                | 1. Cek rutin fungsi control valve bypass (FCV-006) dan kalibrasi sensor suhu.(TAL-007) | 1 | 3 | Tolerable |
| TEMPERATURE | HIGH | 1. <i>Kenaikan temperatur drastis pada aliran produk (Hot Stream) yang masuk ke Feed-Effluent Exchanger, menyebabkan perpindahan panas yang berlebih (Overheating)</i> | 1.1. Gas masuk terlalu panas.<br><br>1.2. Kerusakan katalis ( <i>sintering</i> ) di lapisan paling atas. | Asset | 3 | 4 | Undesirable | 1.TAH-007<br>2. FCV-006                   | 1. Cek rutin fungsi valve bypass (FCV-006) dan kalibrasi sensor suhu (TAH-007)         | 1 | 4 | Tolerable |

|              |             |                                                                                                          |                                                                                                         |        |   |   |             |                            |                                                                                                                                        |   |   |           |
|--------------|-------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------|---|---|-------------|----------------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---|---|-----------|
|              |             | ke aliran umpan inlet.                                                                                   |                                                                                                         |        |   |   |             |                            |                                                                                                                                        |   |   |           |
| COMPOSITION  | WRONG RATIO | 1. Rasio H <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> menyimpang jauh dari 3:1.                                        | 1.1. Efisiensi reaksi turun drastis.<br><br>1.2. Akumulasi gas di dalam <i>loop</i> sintesis.           | Asset  | 3 | 2 | Reduce Risk | 1.AT-001<br><br>2. FV-098. | 1. Lakukan kalibrasi rutin pada Analyzer untuk memastikan akurasi pembacaan.<br><br>2. Cek manual sampel laboratorium secara berkala . | 2 | 2 | Tolerable |
| <b>NODE:</b> |             | <b>Ammonia Converter</b>                                                                                 |                                                                                                         |        |   |   |             |                            |                                                                                                                                        |   |   |           |
| PRESSURE     | HIGH        | 1. Reaksi <i>Runaway</i> (tak terkendali).<br><br>2. Tertutupnya valve outlet ( <i>Blocked Outlet</i> ). | 1.1. Tekanan melebihi batas desain (MAWP).<br><br>1.2. BAHAYA: Bejana pecah/meledak ( <i>Rupture</i> ). | Safety | 2 | 5 | Undesirable | 1. PSV-008<br>2. PAHH-008  | 1. Pastikan valve isolasi PSV terkunci terbuka (CSO).                                                                                  | 1 | 5 | Tolerable |

|             |      |                                                                                |                                                                                                            |       |   |   |             |                                                                |                                                                                                      |   |   |           |
|-------------|------|--------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------|---|---|-------------|----------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------|---|---|-----------|
|             | Low  | 1. Trip mendadak pada Syngas Compressor (103-J) di bagian hulu .               | 1. Penurunan konversi amonia secara drastis                                                                | Asset | 2 | 4 | Reduce Risk | 1. PAL-008<br>2. NRV-007 (Check valve untuk mencegah backflow) | 1. Pastikan check valve (NRV-007)                                                                    | 1 | 4 | Tolerable |
|             |      | 2. Kebocoran besar (major leak) pada jalur perpipaan inlet reaktor.            | 2. Potensi aliran balik (backflow) dari sistem loop sintesis jika tekanan outlet lebih tinggi.             |       |   |   |             |                                                                |                                                                                                      |   |   |           |
| TEMPERATURE | HIGH | 1. Kenaikan suhu gas umpan dari Feed/Effluent Exchanger yang tidak terdeteksi. | 1.1. <i>Hotspot</i> tak terkendali di <i>catalyst bed</i> .<br>1.2. Kerusakan katalis dan struktur bejana. | Asset | 3 | 4 | Undesirable | 1.FCV-009<br><br>2. TAH-008                                    | 1.Lakukan Loop Check dan kalibrasi rutin pada TIC pengendali HV-1025 untuk memastikan respons cepat. | 1 | 4 | Tolerable |

|      |     |                                                                                                                            |                                                |       |   |   |             |            |        |   |   |           |
|------|-----|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------|-------|---|---|-------------|------------|--------|---|---|-----------|
| Flow | Low | 1. Control Valve pada jalur (NRV-007) umpan macet tertutup (stuck closed).<br><br>2. Kebocoran parsial pada pipa upstream. | 1. Produksi menurun drastis (Production Loss). | Asset | 3 | 4 | Undesirable | 1. FAL-010 | (None) | 1 | 4 | Tolerable |
|------|-----|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------|-------|---|---|-------------|------------|--------|---|---|-----------|

|             |                                             |                                                                     |                                                                                                                                                                       |       |   |   |             |            |                                                                                                |   |   |           |
|-------------|---------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------|---|---|-------------|------------|------------------------------------------------------------------------------------------------|---|---|-----------|
|             | High                                        | 1. Flow Control Valve (FV-010) gagal dan membuka penuh (fail open). | 1. Konversi Amonia Turun: Waktu tinggal (residence time) gas di reaktor terlalu singkat.<br>2. High Pressure Drop: Kehilangan tekanan berlebih melintasi bed katalis. | Asset | 2 | 4 | Reduce Risk | 1. FAH-010 | 1. Lakukan tuning ulang pada PID Controller untuk mencegah overshoot aliran.                   | 1 | 3 | Tolerable |
| NODE:       | Stream 33 (Ammonia Converter Outlet Stream) |                                                                     |                                                                                                                                                                       |       |   |   |             |            |                                                                                                |   |   |           |
| TEMPERATURE | HIGH                                        | 1. Kegagalan pendinginan di 121-C akibat bypass HV-1034 terbuka.    | 1.1. Gas keluar reaktor tidak terdinginkan.<br>1.2. Overheat pada Cooler hilir (124-C).                                                                               | Asset | 3 | 4 | Undesirable | 1. TAH-008 | 1. Cek performa catalyst bed secara berkala.2. Pastikan setting alarm TAH diset di bawah batas | 1 | 4 | Tolerable |

|             |     |                                                                                        |                                                       |       |   |   |           |                |                               |   |   |           |
|-------------|-----|----------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------|-------|---|---|-----------|----------------|-------------------------------|---|---|-----------|
|             |     |                                                                                        |                                                       |       |   |   |           |                | luluh material<br>pipa hilir. |   |   |           |
| TEMPERATURE | LOW | 1. Reaksi di<br>reaktor mati<br>( <i>Extinction</i> )<br>karena<br>gangguan<br>proses. | 1.1. Tidak ada<br>panas reaksi<br>yang<br>dihasilkan. | Asset | 2 | 1 | Tolerable | 1. TAL-<br>008 | (None).                       | 2 | 2 | Tolerable |

## **BAB VI**

### **ANALISA EKONOMI DAN ANALISA DAMPAK PADA LINGKUNGAN**

#### **VI.1 Asumsi-Asumsi**

Analisis ekonomi merupakan parameter yang menentukan apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Analisis ekonomi dilakukan dengan mempertimbangkan *time value of money* dari *net cashflow* yang memproyeksikan nilai *cashflow* pada masa sekarang. Parameter-parameter yang akan dianalisis, yaitu NPV (*Net Present Value*), IRR (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*), BEP (*Break Even Point*), serta Sensitivitas IRR. Digunakan asumsi - asumsi yang dapat membantu perhitungan analisis ekonomi. Berikut ini adalah asumsi-asumsi yang digunakan :

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *Discounted Cash Flow*, dimana metode perhitungan nilai pada saat ini untuk memperkirakan nilai pada masa mendatang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan adalah sebagai berikut:

1. Modal sendiri (*equity*) sebesar 30% dan modal pinjaman bank (*loan*) sebesar 70%
2. Suku bunga bank sebesar 7%
3. Laju inflasi sebesar 2.72%
4. Pabrik mulai dibangun pada tahun 2027 dengan masa konstruksi 2 tahun
5. Pengembalian pinjaman dilakukan pada jangka waktu 10 tahun
6. Umur pabrik diperkirakan berjalan selama 20 tahun dengan depresiasi 5% per tahun
7. Kapasitas produksi pabrik adalah 100%
8. Pajak pendapatan menurut Pasal 17 Ayat 22 UU PPh No.17 Tahun 2012 sebesar 30% untuk pendapatan lebih dari Rp500.000.000.00
9. Pengadaan dan pembelian alat berdasarkan tahun mulai konstruksi yaitu pada tahun 2028

Serta diasumsikan juga beberapa parameter pendukung sebagai basis perhitungan analisa ekonomi sebagai berikut:

1. Kapasitas produksi pabrik: 850.000 ton/tahun
2. Lama operasi: 330 hari/tahun

3. Nilai tukar rupiah (1 USD): Rp 16.772.00
4. Tahun pengadaan peralatan: 2028
5. Tahun mulai konstruksi: 2028
6. Tahun mulai beroperasi: 2030

## **VI.2 CAPEX dan OPEX**

CAPEX (*Capital Expenditure*) merupakan dana yang dialokasikan untuk pengadaan, perbaikan, atau pembaruan aset tetap dengan masa manfaat jangka panjang, seperti lahan, bangunan pabrik, serta peralatan teknologi. Pengeluaran ini dipandang sebagai bentuk investasi strategis jangka panjang yang diharapkan mampu memberikan keuntungan ekonomi di masa depan. Dalam pencatatan laporan keuangan, CAPEX diakui sebagai aset di dalam neraca perusahaan. Adapun nilai *Total Capital Investment* (TCI) yang didalamnya termasuk CAPEX untuk pabrik ini mencapai \$ 1.228.425.886.

Sementara itu, OPEX (*Operating Expenditure*) adalah biaya yang dikeluarkan untuk mendukung kelancaran aktivitas operasional harian perusahaan, mencakup komponen seperti gaji karyawan, biaya utilitas, pembelian bahan baku, serta perawatan rutin fasilitas. OPEX dikategorikan sebagai biaya operasional yang esensial untuk menjaga keberlangsungan bisnis dan dicatat sebagai beban dalam laporan laba rugi perusahaan. OPEX, yang juga sering disebut dengan istilah Total Product Cost (TPC), memiliki estimasi nilai sebesar \$593.173.597.82 setiap tahunnya. NPV, IRR, POT, BEP, dan Sensitivitas terhadap IRR

## **VI.3 NPV, IRR, POT, Cash Flow, dan Sensitivitas terhadap IRR**

### **VI.3.1 NPV**

*Net Present Value* (NPV) merupakan metode analisis finansial yang mengukur selisih antara nilai sekarang (present value) dari arus kas masuk dengan nilai sekarang dari arus kas keluar selama periode investasi tertentu. Indikator ini krusial untuk menentukan kelayakan proyek dengan memperhitungkan konsep nilai waktu dari uang (time value of money). Apabila hasil perhitungan NPV bernilai positif, maka investasi tersebut dianggap menguntungkan dan layak dijalankan. Dalam prarancangan ini, dengan menggunakan tingkat diskonto (discount rate) sebesar 8.5% (sesuai dengan nilai WACC), diperoleh nilai NPV sebesar \$ 453.700.510.69

atau setara dengan Rp 8.050.267.337.176.70. Angka positif yang signifikan ini mengindikasikan bahwa proyek pembangunan pabrik layak untuk direalisasikan dan diproyeksikan mampu memberikan keuntungan ekonomis di masa mendatang.

### **VI.3.2 IRR**

*Internal Rate of Return* (IRR) didefinisikan sebagai tingkat pengembalian tahunan dari suatu investasi di mana nilai NPV menjadi nol. atau kondisi saat nilai sekarang dari arus kas masuk setara dengan investasi awal. Parameter ini digunakan sebagai tolak ukur efisiensi investasi; sebuah proyek dianggap layak (*feasible*) apabila nilai IRR yang dihasilkan melampaui biaya modal atau *Weighted Average Cost of Capital* (WACC). Berdasarkan hasil perhitungan, proyek ini menghasilkan nilai IRR sebesar 10.24%. Nilai ini lebih besar dibandingkan dengan WACC pabrik yang ditetapkan sebesar 8.5%. Hal tersebut menunjukkan bahwa investasi ini memiliki potensi pengembalian yang lebih tinggi daripada biaya modal minimum yang diharapkan. sehingga dinilai sangat menguntungkan.

### **VI.3.3 POT**

*Pay Out Time* (POT) adalah jangka waktu yang diperlukan untuk mengembalikan seluruh modal investasi awal melalui akumulasi arus kas bersih (*net cash flow*) yang dihasilkan oleh operasional pabrik. Semakin singkat periode pengembalian modal, semakin cepat risiko investasi tertutupi dan perusahaan mulai mendapatkan keuntungan murni. Berdasarkan analisis arus kas kumulatif, pabrik ini diperkirakan akan mencapai titik impas atau balik modal setelah beroperasi selama 10 tahun. Durasi ini dinilai sangat baik karena masih jauh di bawah umur ekonomis pabrik yang umumnya direncanakan selama 20 tahun, yang berarti investor memiliki waktu yang cukup panjang untuk menikmati profit setelah modal kembali.

### **VI.3.4 Cash Flow**

(Terlampir)

### **VI.3.5 Sensitivitas Terhadap IRR**

Analisis sensitivitas terhadap *Internal Rate of Return* (IRR) dilakukan untuk mengevaluasi ketahanan proyek terhadap fluktuasi berbagai variabel ekonomi utama. Variabel yang diuji meliputi perubahan biaya operasional (*Operating Expenditure/OPEX*), perubahan modal investasi total (*Total Capital Investment/TCI*), serta variasi harga jual produk. Hasil menunjukkan pada variasi Biaya Operasional (OPEX), terlihat adanya hubungan berbanding terbalik dengan nilai IRR. Ketika efisiensi dilakukan sehingga OPEX turun menjadi 90%

(\$151.60 juta USD). nilai IRR meningkat signifikan menjadi 13.3%. Sebaliknya. apabila biaya operasional membengkak hingga 110% (\$185.29 juta USD). profitabilitas pabrik menurun dengan IRR terkoreksi menjadi 7%.

Selanjutnya. pengujian terhadap Total Capital Investment (TCI) menunjukkan dampak yang lebih moderat dibandingkan variabel lainnya. Jika biaya investasi awal dapat dihemat menjadi 90% (\$1.061.30 juta USD). IRR akan naik sedikit menjadi 10.84%. Namun. jika terjadi cost overrun pada saat konstruksi sehingga TCI naik ke 110% (\$1.297.15 juta USD). nilai IRR akan turun menjadi 9.7% Berikutnya. variabel Harga Produk terbukti memberikan dampak paling signifikan (paling sensitif) terhadap kelayakan proyek. Penurunan harga jual produk sebesar 10% (menjadi \$635.64 juta USD) menyebabkan IRR anjlok drastis ke angka 5.2%. yang nyaris menyentuh batas WACC. Di sisi lain. kenaikan harga produk sebesar 10% (menjadi \$776.89 juta USD) mampu mendongkrak IRR hingga mencapai 14.9%. Hal ini mengindikasikan bahwa profitabilitas pabrik sangat bergantung pada stabilitas harga jual produk di pasaran.

**Tabel VI.1** Sensitivitas OPEX terhadap IRR

| Sensitivitas terhadap OPEX |        |        |        |        |        |
|----------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Variasi                    | 90%    | 95%    | 100%   | 105%   | 110%   |
| Biaya OPEX/ Th (juta USD)  | 168.27 | 177.62 | 186.97 | 196.32 | 205.66 |
| Project IRR                | 13.3%  | 11.8%  | 10.2%  | 8.66%  | 7.0%   |

**Tabel VI.2** Sensitivitas TCI terhadap IRR

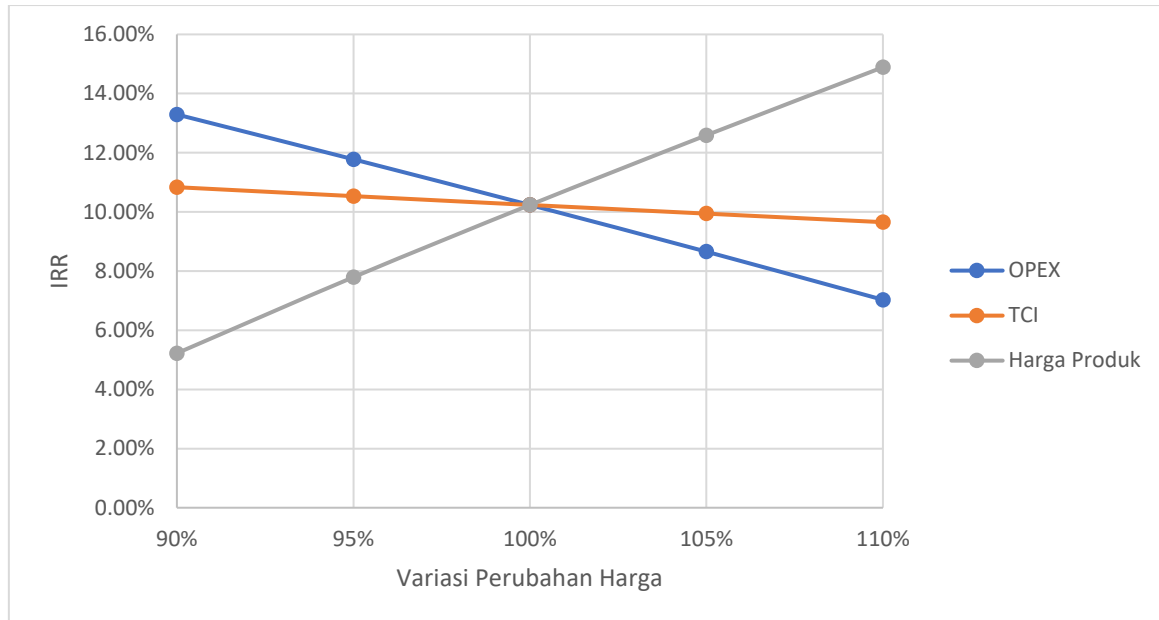
| Sensitivitas terhadap <i>Total Capital Investment</i> |         |         |         |         |         |
|-------------------------------------------------------|---------|---------|---------|---------|---------|
| Variasi                                               | 90%     | 95%     | 100%    | 105%    | 110%    |
| Biaya (juta USD)                                      | 1105.58 | 1167.00 | 1228.43 | 1289.85 | 1351.27 |
| Project IRR                                           | 10.84%  | 10.53%  | 10.2%   | 9.94%   | 9.7%    |

**Tabel VI.3** Sensitivitas Harga Produk terhadap IRR

| Sensitivitas terhadap Harga Produk |        |        |        |        |        |
|------------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Variasi                            | 90%    | 95%    | 100%   | 105%   | 110%   |
| Biaya Produk/tahun (juta USD)      | 750.39 | 792.08 | 833.77 | 875.45 | 917.14 |

|             |      |       |       |        |       |
|-------------|------|-------|-------|--------|-------|
| Project IRR | 5.2% | 7.79% | 10.2% | 12.59% | 14.9% |
|-------------|------|-------|-------|--------|-------|

Berikut merupakan grafik dari sensitivitas harga bahan produk, OPEX, dan TCI terhadap IRR



**Gambar VI.1** Grafik Sensitivitas Harga Bahan Produk, OPEX, dan TCI terhadap IRR

#### VI.4 Aspek Sosial dan Lingkungan

Aspek sosial dan lingkungan menjadi pertimbangan penting dalam pembangunan pabrik di suatu wilayah karena berkaitan langsung dengan kondisi masyarakat serta lingkungan di sekitar lokasi industri. Pendirian pabrik amonia di Teluk Bintuni, Papua Barat, berpotensi memberikan berbagai dampak positif bagi masyarakat setempat, antara lain mendorong peningkatan perekonomian daerah dan membuka peluang kerja baru dengan mengutamakan tenaga kerja lokal. Selain itu, pemanfaatan lahan kosong dapat dilakukan secara lebih optimal dan efisien, serta mendukung pembangunan fasilitas umum seperti jalan, sarana transportasi, dan layanan kesehatan. Dampak ini diharapkan dapat berkontribusi pada pemerataan serta pengembangan pembangunan di berbagai wilayah Indonesia.

Dari sisi lingkungan, operasional pabrik berpotensi menghasilkan limbah gas, cair, dan padat yang perlu dikelola secara tepat. Limbah gas yang dihasilkan meliputi CO<sub>2</sub> serta gas buang yang mengandung hidrokarbon, nitrogen, hidrogen, argon, dan uap air, yang dapat menimbulkan dampak negatif apabila langsung dilepaskan ke lingkungan tanpa

pengolahan. Oleh karena itu, limbah CO<sub>2</sub> akan dialirkan ke unit *Carbon Capture and Storage* (CCS) untuk diolah dan kemudian diinjeksikan kembali ke dalam sumur gas sehingga tidak terlepas ke atmosfer. Sementara itu, gas buang yang masih mengandung hidrokarbon dapat dimanfaatkan kembali sebagai bahan bakar industri. Limbah cair berupa air limbah proses akan dialirkan ke instalasi pengolahan limbah untuk memastikan aman bagi lingkungan. Adapun limbah padat, seperti katalis bekas, akan dikirim ke fasilitas pengolahan limbah untuk ditangani secara khusus guna mencegah terjadinya pencemaran lingkungan.

## **BAB VII**

### **KESIMPULAN**

Berdasarkan tinjauan teknis dan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan dalam prarancangan pabrik ini, dapat ditarik beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Perencanaan Operasi Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinu (*continuous process*) selama 24 jam per hari dengan total waktu operasi 330 hari/tahun.
2. Kapasitas Produksi Target kapasitas produksi utama pabrik adalah *Blue Ammonia* sebesar 850.000 ton/tahun. Selain itu, pabrik juga menghasilkan produk samping bernilai jual berupa Asam Formiat sebesar 82.117.75 ton/tahun, serta produk pemanfaatan karbon berupa *Liquid CO<sub>2</sub>* sebesar 60.000 ton/tahun dan CO<sub>2</sub> untuk EOR sebesar 1.388.252.73 ton/tahun.
3. Kebutuhan Bahan Baku 77.920.92 MMBTU/d gas alam.
4. Umur Pabrik & Konstruksi Umur ekonomis pabrik (*plant economic lifespan*) ditetapkan selama 20 tahun, dengan masa konstruksi dan instalasi pabrik diperkirakan memakan waktu 2 tahun.
5. Analisis Ekonomi Berdasarkan perhitungan parameter kelayakan ekonomi, diperoleh hasil sebagai berikut:
  - a. Investasi Modal Tetap (*Total Capital Investment*): \$ 1.228.425.886.
    - o Biaya Produksi Total (*Total Product Cost*): \$593.173.597.82 per tahun.
    - o Total Penjualan (*Total Sales*): \$ 833.765.332 per tahun.
    - o Keuntungan Masa Depan (*Net Present Value/NPV*): Bernilai positif sebesar \$ 453.700.510.42, yang menunjukkan proyek sangat menguntungkan.
    - o Tingkat Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*): Sebesar 10.24 %, lebih tinggi dari bunga pinjaman/WACC.
    - o Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*): Modal akan kembali sepenuhnya setelah pabrik beroperasi selama 10 tahun.
6. Lokasi Pabrik Lokasi pabrik direncanakan untuk didirikan di kawasan Teluk Bintuni, Papua Barat, Indonesia.

7. Kelayakan Secara keseluruhan. pabrik *Blue Ammonia* ini dinyatakan layak (*feasible*) untuk didirikan dan dioperasikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Asiri. A. M.. & Lichtfouse. E. (Eds.). (2020). *Conversion of Carbon Dioxide Into Hydrocarbons Vol. 2 Technology*. Springer International Publishing.
- Brownell. L.E. & Young E.H. (1959). *Process Equipment Design*. John Willey & Sons USA
- Burr. B.. & Lyddon. L. (2008). *Comparison of physical solvents for acid gas removal* [Conference session]. Laurance Reid Gas Conditioning Conference. Norman. OK. United States.
- Christie J. Geankoplis. (1993). *Transport Processes and Unit Operations* 3rd Edition.
- Coulson & Richardson's. (2002). *Chemical Engineering Design*. Oxford.
- Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi. (2024). Statistik minyak dan gas bumi semester I 2024 [Statistics of oil and gas semester I 2024]. Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral.
- Filonenko. G. A.. van Putten. R.. Schulze. E. N.. & Pidko. E. A. (2014). Catalytic hydrogenation of CO<sub>2</sub> to formate using a Ru(II)-PNP pincer complex. *ChemCatChem*. 6(6). 1526-1530. <https://doi.org/10.1002/cctc.201402036>
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia. (2025). Peta jalan hidrogen dan amonia nasional. Direktorat Jenderal Energi Baru. Terbarukan. dan Konservasi Energi. Direktorat Aneka Energi Baru dan Energi Terbarukan.
- Koytsoumpa. E. I.. Atsonios. K.. Panopoulos. K. D.. Karellas. S.. Kakaras. E.. & Karl. J. (2015). Modelling and assessment of acid gas removal processes in coal-derived SNG production. *Applied Thermal Engineering*. 74. 128-135.
- Kusnarjo. (2010). *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya. Kusnarjo. (2010). *Desain Alat Pemindah Panas*. Surabaya. Kusnarjo. (2010). *Desain Pabrik Kimia*. Surabaya.
- Lewis. E.. McNaul. S.. Jamieson. M.. Henriksen. M. S.. Matthews. H. S.. White. J.. Walsh. L.. Grove. J.. Shultz. T.. Skone. T. J.. & Stevens. R. (2022). *Comparison of commercial. state-of-the-art. fossil-based hydrogen production technologies* (Report No. DOE/NETL-2022/3241). National Energy Technology Laboratory.
- Lu. H.. de la Rue du Can. S.. Letschert. V.. Wong. H. L. C.. Zhou. N.. Wijaya. F.. Hidayati. F.. & Husodo. D. C. (2024). *Industry decarbonization roadmaps for Indonesia: Opportunities and challenges to net-zero emissions* (Report No. LBNL-2001558). Lawrence Berkeley National Laboratory & Institute for Essential Services Reform.
- Max Appl. (1999). *Ammonia Principles and Industrial Practice*. Wiley-VCH : New York
- Mellmann. D.. Sponholz. P.. Junge. H.. & Beller. M. (2016). Formic acid as a hydrogen storage material – Development of homogeneous catalysts for selective hydrogen release. *Chemical Society Reviews*. 45(14). 3954-3988. <https://doi.org/10.1039/C5CS00618J>
- Mersch. M.. Sunny. N.. Dejan. R.. Ku. A. Y.. Wilson. G.. O'Reilly. S.. ... & Mac Dowell. N. (2024). A comparative techno-economic assessment of blue, green, and hybrid ammonia production in the United States. *Sustainable Energy & Fuels*. 8(7). 1495-1508.

- Nakhjiri, A. T., A. Heydarinasab, O. Bakhtiari, and T. Mohammadi. February 2018. Modeling and simulation of CO<sub>2</sub> separation from CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> gaseous mixture using potassium glycinate, potassium arginate and sodium hydroxide 13156 A. QAYYUM ET AL. liquid absorbents in the hollow fiber membrane contactor. *Journal of Environmental Chemical Engineering* 6 (1):1500–11.
- Oni, A. O., Anaya, K., Giwa, T., Di Lullo, G., & Kumar, A. (2022). Comparative assessment of blue hydrogen from steam methane reforming, *autothermal reforming*, and natural gas decomposition technologies for natural gas-producing regions. *Energy Conversion and Management*. 254. 115245.
- Pattabathula, V. & Richardson, J. (2016) 'Introduction to ammonia production'. *Chemical Engineering Progress*. 112(9). pp. 69–75.
- Pérez-Fortes, M., Schöneberger, J. C., Boulamanti, A., & Tzimas, E. (2016). Methanol synthesis using captured CO<sub>2</sub> as raw material: Techno-economic and environmental assessment. *Applied Energy*. 161. 718-732. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.07.067>
- Perry, R.H.. (1999). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 7th Edition. McGraw-Hill: New York
- Putri, D. R. P., & Faradina, R. (2023). Kajian Kebijakan Hilirisasi Industri Pada Perizinan Kawasan Berikat. *Jurnal Perspektif Bea Dan Cukai*. 7(2). 237-259.
- Qayyum, A., Ali, U., & Ramzan, N. (2024). Acid gas removal techniques for syngas, natural gas, and biogas clean up—a review. *Energy Sources. Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*. 46(1). 13136-13159.
- Robin Smith. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. John Wiley & Sons: England
- Rochelle, G. T. (2009). Amine scrubbing for CO<sub>2</sub> capture. *Science*. 325(5948). 1652-1654. <https://doi.org/10.1126/science.1176731>
- Rogers, V. L., Blankenship, K., & Ly, K. (2025). Pathway to Blue Hydrogen: Converting Methane to Hydrogen via Auto-Thermal Reforming Process.
- Saeed, M. Z., Contiero, L., Blust, S., Allouche, Y., Hafner, A., & Eikevik, T. M. (2023). Ultra-low-temperature refrigeration systems: a review and performance comparison of refrigerants and configurations. *Energies*. 16(21). 7274.
- Silla, Harry. (2003). *Chemical process engineering*. Stevens Institute of Technology. Hoboken. New Jersey. U.S.A.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott M.M. (2001). *INTRODUCTION TO CHEMICAL ENGINEERING THERMODYNAMICS* 6th ed . Mcgraw-Hill: New York
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott M.M. (2017). *INTRODUCTION TO CHEMICAL ENGINEERING THERMODYNAMICS* 8th ed . Mcgraw-Hill: New York

- Sordakis, K., Tang, C., Vogt, L. K., Junge, H., Dyson, P. J., Beller, M., & Laurenczy, G. (2018). Homogeneous catalysis for sustainable hydrogen storage in formic acid and alcohols. *Chemical reviews*, 118(2), 372-433.
- Thijs, B., Rongé, J., & Martens, J. A. (2022). Matching emerging formic acid synthesis processes with application requirements. *Green Chemistry*, 24(6), 2287-2295.
- Tjahjono, M., Stevani, I., Siswanto, G. A., Adhitya, A., & Halim, I. (2023). Assessing the feasibility of gray, blue, and green ammonia productions in Indonesia: A techno-economic and environmental perspective. *International Journal of Renewable Energy Development*, 12(6).
- Towler G. & Sinnott, R. (2022). *Chemical Engineering Design Principles. Practice and Economics of Plant and Process Design*. Elsevier Inc: California.
- Wong, H. L. C., Zhou, N., Wijaya, F., Hidayati, F., & Husodo, D. C. (2024). *Industry Decarbonization Roadmaps for Indonesia*.
- Vilbrandt, F.G., and Dryden, C.E. (1959). *Chemical Engineering Plant Design*. McGraw-Hill
- Wong, H. L. C., Zhou, N., Wijaya, F., Hidayati, F., & Husodo, D. C. (2024). *Industry Decarbonization Roadmaps for Indonesia*.

## BIODATA PENULIS



Vincentius Dennisto Adi Darmawan merupakan mahasiswa sarjana Teknik Kimia yang dikenal aktif dan dinamis dalam mengembangkan potensi diri di luar akademik. Ia aktif berkontribusi dalam dunia organisasi kemahasiswaan dan pelayanan kerohanian di KMK ITS. Penulis memiliki kemampuan bekerjasama dalam tim yang solid. Selain ketertarikannya pada dunia teknik kimia. Penulis melaksanakan kerja praktik di PT. Perta Samtan Gas Prabumulih. Penulis juga memiliki bakat dan minat mendalam di bidang fotografi. Hobi ini melatih ketelitiannya terhadap detail dan cara pandang kreatif yang menjadi nilai tambah dalam kemampuannya memecahkan masalah keteknikan (*problem solving*) secara inovatif.

### Data Pribadi Penulis

Nomor Ponsel : +62 85886017976

Email : dennistoadi@gmail.com

### **Biodata Penulis**



Faizil Adli Muttaqi, pria kelahiran Batam ini menempuh pendidikan formal di Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis adalah seorang mahasiswa sarjana Teknik Kimia yang memiliki dedikasi tinggi dalam bidang engineering dan kepemimpinan manajerial. Ia memiliki rekam jejak kepemimpinan dan organisasi yang baik yakni pernah menjabat sebagai Ketua Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia ITS. Penulis melaksanakan kerja praktik di PT. Kilang Pertamina Internasional RU IV Cilacap. Penulis juga pernah terlibat menjadi asisten Laboratorium Operasi Teknik Kimia dan Kimia Analisa.

### **Data Pribadi Penulis**

Nomor Ponsel : +62 81261952825

Email : faizil.adli@gmail.com