



**TUGAS AKHIR TF091381**

**ANALISIS KINERJA PROSES  $CO_2$  REMOVAL  
PADA KOLOM ABSORBER DI PABRIK AMONIAK  
UNIT 1 PT. PETROKIMIA GRESIK**

**REVI ADIKHARISMA  
NRP. 2412 105 021**

**Dosen Pembimbing  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D  
Hendra Cordova, ST, MT**

**JURUSAN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2014**



FINAL PROJECT TF091381

***PERFORMANCE ANALYSIS OF CO<sub>2</sub> REMOVAL  
PROCESS IN ABSORBER COLUMN AT UNIT 1  
AMMONIA PLANT PT. PETROKIMIA GRESIK***

**REVI ADIKHARISMA**  
NRP. 2412 105 021

Supervisor  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D  
Hendra Cordova, ST, MT

**DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS**  
Faculty of Industrial Technology  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya 2014

## LEMBAR PENGESAHAN

### ANALISIS KINERJA PROSES *CO<sub>2</sub> REMOVAL* PADA KOLOM *ABSORBER* DI PABRIK AMONIAK UNIT 1 PT. PETROKIMIA GRESIK

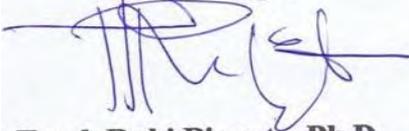
#### TUGAS AKHIR

Oleh :

Revi Adikharisma  
NRP. 2412 105 021

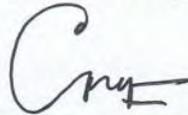
Surabaya, 21 Juli 2014

Mengetahui/Menyetujui  
Pembimbing I



Totok Ruki Biyanto, Ph.D  
NIP. 19710702 199802 1 001

Mengetahui/Menyetujui  
Pembimbing II



Hendra Cordova, ST, MT  
NIP. 19690530 199412 1 001



Ketua Jurusan  
Teknik ~~Kimia~~ FTI - ITS

Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA  
NIP. 19650309 199002 1 001

## LEMBAR PENGESAHAN

### ANALISIS KINERJA PROSES *CO<sub>2</sub> REMOVAL* PADA KOLOM *ABSORBER* DI PABRIK AMONIAK UNIT 1 PT. PETROKIMIA GRESIK

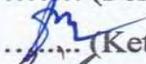
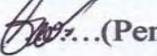
#### TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi  
Program Studi S1 Jurusan Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Oleh :

**Revi Adikharisma**  
**NRP. 2412 105 021**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D
2. Hendra Cordova, ST, MT
3. Dr. Ir. Ali Musyafa, MSc
4. Irwansyah, ST, MT

 ..... (Pembimbing 1)  
 ..... (Pembimbing 2)  
 ..... (Ketua Penguji)  
 ..... (Penguji 2)

Surabaya  
Juli, 2014

# ANALISIS KINERJA PROSES $CO_2$ REMOVAL PADA KOLOM ABSORBER DI PABRIK AMONIAK UNIT 1 PT. PETROKIMIA GRESIK

**Nama Mahasiswa** : Revi Adikharisma  
**NRP** : 2412 105 021  
**Jurusan** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing 1** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D  
**Dosen Pembimbing 2** : Hendra Cordova, ST, MT

## Abstrak

Proses  $CO_2$  removal merupakan salah satu tahap pemurnian gas dari kandungan  $CO_2$ . Proses absorpsi  $CO_2$  yang terjadi di dalam kolom *absorber* merupakan salah satu proses  $CO_2$  removal. Proses tersebut membutuhkan energi panas dengan jumlah yang sangat besar, dimana energi yang digunakan berasal dari *heat exchanger*. Namun seiring dengan berjalannya waktu, kondisi operasi dari *heat exchanger* akan menurun. Dalam tugas akhir ini, dilakukan analisis mengenai kinerja proses  $CO_2$  removal yang menggunakan energi dari *heat exchanger*. Model dari  $CO_2$  removal plant disimulasikan dengan menggunakan *Aspen Hysys*. Kinerja dari *heat exchanger* dapat dianalisis dengan melakukan perhitungan terhadap koefisien perpindahan panas dan laju perpindahan panas pada saat kondisi desain dan kondisi aktual. Setelah dilakukan perbandingan terhadap kondisi desain dan kondisi aktual, diketahui bahwa koefisien perpindahan panas dan laju perpindahan panas pada *heat exchanger* 106-C mengalami penurunan dengan nilai U mencapai 107,34 kcal/hr °C dan nilai Q mencapai 897.370,89 kcal/hr. Begitu juga dengan kinerja *heat exchanger* 109-C dengan nilai U mencapai 214,34 kcal/hr °C dan nilai Q mencapai 2.811.288,84 kcal/hr. Penurunan kinerja *heat exchanger* tidak mempengaruhi proses  $CO_2$  removal pada kolom *absorber* karena relatif kecil sehingga dapat diabaikan. *Top outlet* dari kolom *absorber* yang mempunyai kandungan  $CO_2$  1,26% dipengaruhi oleh jenis *solvent* yang digunakan yaitu DEA. Peningkatan kinerja *heat exchanger* dapat dilakukan dengan menentukan jadwal pembersihan secara berkala untuk meminimalisasi faktor pengotor (*fouling*).

**Kata kunci** :  $CO_2$  Removal, Kolom Absorber, Heat Exchanger

**PERFORMANCE ANALYSIS OF CO<sub>2</sub> REMOVAL PROCESS  
IN ABSORBER COLUMN AT UNIT 1 AMMONIA PLANT  
PT. PETROKIMIA GRESIK**

**Name of Student** : Revi Adikharisma  
**NRP** : 2412 105 021  
**Department** : Engineering Physics, FTI-ITS  
**Supervisor 1** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D  
**Supervisor 2** : Hendra Cordova, ST, MT

**Abstract**

*CO<sub>2</sub> removal process is one-step purification of gases from the CO<sub>2</sub> content. CO<sub>2</sub> absorption process that work in absorber column is one step of CO<sub>2</sub> removal process. The process requires heat energy with a very large number, in which the energy used comes from the heat exchanger. But over time, the operating conditions of the heat exchanger will decrease. In this thesis, an analysis of the performance of the CO<sub>2</sub> removal process that uses energy from the heat exchanger. Model of CO<sub>2</sub> removal plant was simulated using Aspen Hysys. Performance of the equipment can be analyzed by calculating the heat transfer coefficient and heat transfer rate at the time of design conditions and actual conditions. After a comparison of the design conditions and actual conditions, it is known that the heat transfer coefficient and heat transfer rate in heat exchanger 106-C decreased by the value of U reached 107.34 kcal/hr °C and the Q value reached 897,370.89 kcal/hr. So is the performance of the heat exchanger 109-C with a U value reached 214.34 kcal/hr °C and the Q value reached 2,811,288.84 kcal/hr. The decline in the performance of the heat exchanger does not affect the CO<sub>2</sub> removal process in the absorber column because it is relatively negligible. Top outlet of the absorber column has a CO<sub>2</sub> content of 1.26% is influenced by the type of solvent used is DEA (diethanolamine). Improved of the heat exchanger performance can be done by determining the schedule periodic cleaning to minimize impurity factor (fouling).*

**Key Word** : CO<sub>2</sub> Removal, Absorber Column, Heat Exchanger

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas berkat, rahmat dan kebesaran-Nya sehingga saya selaku penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir sampai dengan penyusunan Laporan Tugas Akhir yang berjudul “**Analisis Kinerja Proses  $CO_2$  Removal pada Kolom Absorber di Pabrik Amoniak Unit 1 PT. Petrokimia Gresik**”.

Tugas akhir ini merupakan persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Untuk itu penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan segala hidayahnya sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik
2. Keluarga tercinta, Ibu dan adik saya yang selalu menjadi motivasi terbesar saya dalam menyelesaikan studi dan tugas akhir di Teknik Fisika ini.
3. Bapak Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA. selaku Ketua Jurusan Teknik Fisika.
4. Bapak Totok Ruki Biyanto, Ph.D selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah sabar dalam memberikan bimbingan dan tuntutan dalam menyelesaikan Tugas Akhir penulis.
5. Bapak Hendra Cordova ST, MT. selaku Dosen Wali dan juga Dosen Pembimbing yang telah memberikan arahan penulis selama menjalani masa perkuliahan.
6. Bapak Ir. Yaumar, MT. selaku Ketua Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol.
7. Bapak/Ibu dosen yang telah menjadi media transfer ilmu sehingga kami dapat merampungkan jenjang perkuliahan hingga terselesaikannya Tugas Akhir ini.
8. Seluruh staf pegawai Jurusan Teknik Fisika atas semua bentuk kerjasamanya selama masa kuliah.
9. Seluruh komponen laboratorium Teknik Fisika yang telah memfasilitasi saat praktikum.

10. Teman-teman “Aliansi TRB” yang telah berjuang bersama-sama dalam menyelesaikan tugas akhir.
11. Teman-teman Lintas Jalur Teknik Fisika 2012 yang selalu saling mendukung satu sama lain.
12. *All Great SPAIN motivated and WS dedicated*
13. Semua teman – teman di ITS yang selalu memberi semangat, bantuan dan dukungan
14. Segala pihak yang membantu atas Tugas Akhir ini, namun tidak mampu penulis sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa karya yang sempurna hanya ada pada Allah SWT. Oleh sebab itu, penulis sangat berterimakasih atas segala masukan, kritik dan saran yang membangun dari pembaca agar laporan ini menjadi lebih baik dari sebelumnya. Demikian laporan ini penulis buat, semoga laporan ini dapat memberikan manfaat selain bagi penulis sendiri, dan bagi pembaca sekalian.

Surabaya, 21 Juli 2014

Penulis

## DAFTAR ISI

|   |      |
|---|------|
| HALAMAN JUDUL                                       | i    |
| LEMBAR PENGESAHAN                                   | iii  |
| ABSTRAK   | v    |
| <i>ABSTRACT</i>                                     | vi   |
| KATA PENGANTAR                                      | vii  |
| DAFTAR ISI  | ix   |
| DAFTAR GAMBAR                                       | xi   |
| DAFTAR TABEL  | xii  |
| DAFTAR NOTASI                                       | xiii |
| <b>BAB I PENDAHULUAN</b>                            |      |
| 1.1 Latar belakang                                  | 1    |
| 1.2 Permasalahan                                    | 2    |
| 1.3 Batasan Masalah                                 | 2    |
| 1.4 Tujuan  | 2    |
| 1.5 Metodologi Penelitian                           | 2    |
| 1.6 Sistematika Laporan                             | 3    |
| <b>BAB II DASAR TEORI</b>                           |      |
| 2.1 Gas Alam  | 5    |
| 2.1.1 Karakteristik Gas Alam                        | 5    |
| 2.2 <i>CO<sub>2</sub> Removal Plant</i>             | 6    |
| 2.2.1 <i>CO<sub>2</sub> Absorption</i>              | 7    |
| 2.2.2 <i>CO<sub>2</sub> Stripping</i>               | 10   |
| 2.3 <i>Heat Exchanger</i>                           | 13   |
| 2.4 <i>Aspen Hysys</i>                              | 16   |
| <b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN</b>                |      |
| 3.1 Pengambilan Data                                | 20   |
| 3.2 Pemodelan Desain                                | 21   |
| 3.2.1 Pemodelan <i>CO<sub>2</sub> Removal Plant</i> | 21   |
| 3.3 Simulasi dengan Data Aktual                     | 26   |
| <b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN</b>                  |      |
| 4.1 Kondisi Desain                                  | 29   |
| 4.2 Kondisi Aktual                                  | 31   |
| 4.3 Analisis Kinerja Kolom <i>Absorber</i>          | 31   |

|                                   |   |    |
|-----------------------------------|---|----|
| 4.4                               | Analisis Kinerja <i>Heat Exchanger</i>                                  | 37 |
| 4.4.1                             | Koefisien Perpindahan Panas   | 37 |
| 4.4.2                             | Laju Perpindahan Panas  | 41 |
| 4.4.3                             | <i>Fouling Resistance</i>   | 43 |
| 4.5                               | Rekomendasi Peningkatan Kinerja Proses<br><i>CO<sub>2</sub> Removal</i> | 45 |
| <b>BAB V KESIMPULAN DAN SARAN</b> |   |    |
| 5.1                               | Kesimpulan  | 47 |
| 5.2                               | Saran   | 47 |
| DAFTAR PUSTAKA                    |   |    |
| LAMPIRAN                          |   |    |

## DAFTAR GAMBAR

|             |   |    |
|-------------|---|----|
| Gambar 2.1  | PFD <i>CO<sub>2</sub> Removal</i>                                   | 7  |
| Gambar 2.2  | P&ID Kolom <i>Absorber 101-E</i>                                    | 9  |
| Gambar 2.3  | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>                                | 14 |
| Gambar 2.4  | Tampilan <i>Component List View</i>                                 | 17 |
| Gambar 2.5  | Tampilan Penentuan <i>Fluid Package</i>                             | 18 |
| Gambar 3.1  | Diagram Alir Metodologi Tugas Akhir                                 | 19 |
| Gambar 3.2  | Pemodelan <i>CO<sub>2</sub> Removal Plant</i> di <i>Aspen Hysys</i> | 23 |
| Gambar 3.3  | Kolom <i>CO<sub>2</sub> Absorber</i> pada <i>Aspen Hysys</i>        | 24 |
| Gambar 3.4  | Penukar Panas Jenis <i>Shell and Tube</i> pada <i>Aspen Hysys</i>   | 25 |
| Gambar 3.5  | <i>Worksheet Heat Exchanger 106-C</i> pada <i>Aspen Hysys</i>       | 26 |
| Gambar 3.6  | Kolom <i>Absorber</i>   | 27 |
| Gambar 4.1  | Kolom <i>Absorber 101-E</i>   | 32 |
| Gambar 4.2  | Koefisien Perpindahan Panas 106-C                                   | 37 |
| Gambar 4.3  | <i>Mass Flow Rate 106-C</i>   | 38 |
| Gambar 4.4  | LMTD 106-C  | 39 |
| Gambar 4.5  | Koefisien Perpindahan Panas 109-C                                   | 39 |
| Gambar 4.6  | <i>Mass Flow Rate 109-C</i>   | 40 |
| Gambar 4.7  | LMTD 109-C  | 41 |
| Gambar 4.8  | Laju Perpindahan Panas 106-C  | 42 |
| Gambar 4.9  | Laju Perpindahan Panas 109-C  | 43 |
| Gambar 4.10 | <i>Fouling Resistance</i>   | 44 |

## DAFTAR TABEL

|           |   |    |
|-----------|---|----|
| Tabel 2.1 | Komposisi Gas Alam Secara Umum                            | 6  |
| Tabel 3.1 | Daftar Peralatan pada <i>Plant CO<sub>2</sub> Removal</i> | 22 |
| Tabel 4.1 | <i>Input Stream</i> Kolom <i>Absorber</i> (Desain)        | 34 |
| Tabel 4.2 | <i>Input Stream</i> Kolom <i>Absorber</i> (Aktual)        | 34 |
| Tabel 4.3 | <i>Output Stream</i> Kolom <i>Absorber</i> (Desain)       | 36 |
| Tabel 4.4 | <i>Output Stream</i> Kolom <i>Absorber</i> (Aktual)       | 36 |

## DAFTAR NOTASI

| Simbol          | Deskripsi                               | Satuan                     |
|-----------------|---|----------------------------|
| Q               | Perpindahan Panas keseluruhan           | kcal/hr                    |
| U               | Koefisien perpindahan panas keseluruhan | kcal/hr m <sup>2</sup> °C  |
| A               | Luas area perpindahan panas             | m <sup>2</sup>             |
| $\Delta T_{LM}$ | <i>Log Mean Temperature Difference</i>  | °C                         |
| Rf              | <i>Fouling Resistance</i>               | hr-m <sup>2</sup> -°C/kcal |
| m               | Massa Fluida                            | kg/hr                      |
| $T_{h,o}$       | Temperatur Outlet Fluida panas          | °C                         |
| $T_{c,o}$       | Temperatur Outlet fluida dingin         | °C                         |

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Gas alam merupakan senyawa hidrokarbon yang terdiri dari campuran beberapa macam gas hidrokarbon yang mudah terbakar dan non hidrokarbon (impuritas) seperti Hg, CO<sub>2</sub>, dan H<sub>2</sub>S (M. Faisol Haq, 2012)<sup>[1]</sup>. Gas alam menjadi salah satu bahan baku dalam pembuatan amoniak di Petrokimia Gresik. Untuk menghilangkan kadar CO<sub>2</sub> maka dilakukan proses pemurnian atau biasa disebut CO<sub>2</sub> *removal*. Proses CO<sub>2</sub> *removal* merupakan tahap pemurnian gas dari kandungan CO<sub>2</sub>. Petrokimia Gresik menggunakan CO<sub>2</sub> yang sudah dipisahkan dari gas untuk dijadikan bahan baku pembuatan urea. Sedangkan gas yang sudah murni akan digunakan sebagai bahan baku sintesa amoniak. Menurut Irfan Javed dkk (2010) dalam jurnalnya, salah satu proses dalam CO<sub>2</sub> *removal* adalah proses absorpsi CO<sub>2</sub> dimana gas akan dikondensasi pada suhu rendah dan tekanan tinggi agar dapat terserap oleh larutan Benfield<sup>[2]</sup>.

Proses CO<sub>2</sub> *removal* tersebut membutuhkan energi panas dengan jumlah yang besar. Menurut Rochelle G. dan Oyenenkan B. (2006), kinerja proses CO<sub>2</sub> *removal* tersebut dapat dilihat dari spesifikasi produk, kuantitas produk, maupun efisiensi energi<sup>[3]</sup>. Proses CO<sub>2</sub> *removal* pada kolom *absorber* 101-E menggunakan energi yang cukup banyak karena harus beroperasi pada suhu rendah. Energi diambil dari pemanasan maupun pendinginan yang bekerja pada sistem dan energi dari produk atau energi *recovery*. Energi *recovery* sangat bergantung terhadap efisiensi pembakaran pada *heat exchanger*. Padahal efisiensi *heat exchanger* bisa menurun sepanjang waktu operasi. Kondisi operasi menurun disebabkan oleh kualitas dan kuantitas bahan baku saat *plant* beroperasi sehingga pemodelan desain awal *set up* tidak lagi optimal. Oleh karena itu perlu dilakukan evaluasi dengan membandingkan desain dan kondisi operasi di lapangan agar mendapatkan kinerja yang optimal.

## 1.2 Permasalahan

Permasalahan dalam Tugas Akhir ini yaitu :

- Bagaimana mengetahui kinerja proses *CO<sub>2</sub> removal* pada kolom *absorber*.
- Bagaimana pengaruh *heat exchanger* terhadap kinerja proses *CO<sub>2</sub> removal* di kolom *absorber*.
- Bagaimana meningkatkan kinerja yang optimal pada proses *CO<sub>2</sub> removal* di kolom *absorber*.

## 1.3 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah dari tugas akhir ini yaitu :

- Analisis dilakukan dengan membandingkan data desain dan keadaan aktual di lapangan.
- Data aktual diambil dari DCS saat *plant* beroperasi normal.
- Identifikasi kinerja kolom *absorber* berdasarkan hukum kesetimbangan massa.
- Identifikasi kinerja *heat exchanger* berdasarkan nilai koefisien perpindahan panas dan laju perpindahan panas.
- Reaksi kimia pada kolom *absorber* diabaikan.
- *Solvent* yang digunakan pada simulasi adalah DEA (*diethanolamine*).

## 1.4 Tujuan

Tujuan dari penelitian ini yaitu :

- Mengetahui kinerja proses *CO<sub>2</sub> removal* pada kolom *absorber*.
- Mengetahui pengaruh *heat exchanger* terhadap kinerja proses *CO<sub>2</sub> removal* di kolom *absorber*.
- Memberikan rekomendasi guna meningkatkan kinerja pada proses *CO<sub>2</sub> removal* di kolom *absorber*.

## 1.5 Metodologi Penelitian

Dalam melakukan penelitian ini ada beberapa tahap yang harus dilakukan. Tahapan – tahapan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

- **Pengambilan Data**  
Tahapan pengambilan data dilakukan dengan menggunakan data kondisi operasi aktual dari *plant* dan data desain semua peralatan.
- **Pemodelan Plant dan Uji Validasi**  
Pemodelan dilakukan dengan simulasi pada *Aspen Hysys*. Variabel yang dibutuhkan adalah komposisi material, *mass flow rate*, *temperature*, dan *pressure* yang nantinya dapat mempengaruhi kinerja kolom *absorber* dan peralatan lainnya.  
Validasi dilakukan dengan memberikan *input-output* yang sama sesuai data desain awal dari semua peralatan.
- **Simulasi Menggunakan Data Aktual**  
Simulasi yang telah divalidasi kemudian dibandingkan dengan data kondisi operasi aktual yang didapat dari DCS saat beroperasi normal.
- **Analisa dan Pembahasan**  
Hasil dari simulasi adalah kesetimbangan massa pada kolom *absorber*. Kinerja kolom *absorber* dilakukan dengan melihat kinerja dari *heat exchanger*.. Kinerja *heat exchanger* bisa dilihat pada tingkat perpindahan panas yang terjadi. Perpindahan panas tersebut dipengaruhi oleh koefisien perpindahan panas, luas area, dan nilai LMTD. Nilai koefisien perpindahan panas secara keseluruhan dari data desain dibandingkan dengan nilai koefisien perpindahan panas keseluruhan dari data operasi aktual.

## 1.6 Sistematika Laporan

Laporan tugas akhir ini disusun secara sistematis yang terbagi sebagai berikut;

- **Bab 1 Pendahuluan**  
Bab ini Menjelaskan tentang latar belakang permasalahan, permasalahan yang dihadapi, batasan smasalah, tujuan, metodologi penelitian, dan sistematika laporan tugas akhir ini.

- Bab 2 Dasar teori  
Bab ini berisi tentang uraian dasar teori yang berkaitan dengan masalah gas alam, *CO<sub>2</sub> removal*, *heat exchanger*, dan kesetimbangan massa-energi.
- Bab 3 Metodologi penelitian  
Bab ini berisi tentang simulasi yang digunakan untuk menganalisis kinerja dari proses *CO<sub>2</sub> removal*. Simulasi menggunakan software *Aspen Hysys* dengan beberapa parameter dari data *heat exchanger design* dan semua peralatan. Adapun, Langkah-langkah analisis kinerja proses *CO<sub>2</sub> removal* di jelaskan dalam bab ini.
- Bab 4 Hasil dan pembahasan  
Hasil yang didapatkan dari simulasi, ditampilkan dan dibahas dalam bab ini.
- Bab 5 Kesimpulan dan saran  
Bab ini menyajikan kesimpulan dan saran dari hasil yang telah dibahas pada bab 4.

## **BAB II**

### **DASAR TEORI**

#### **2.1 Gas Alam**

Menurut Iqlima Fuqoha (2012), gas alam merupakan campuran antara gas hidrokarbon dengan beberapa kandungan zat pengotor yang merupakan hasil dari dekomposisi material organik<sup>[10]</sup>. Dari beberapa gas alam yang keluar dari sumur tidak ada satupun yang mempunyai karakteristik yang sama. Hal itu disebabkan di setiap aliran gas mempunyai komposisi masing-masing yang berbeda. Gas alam merupakan campuran dari rantai hidrokarbon lurus. Namun ada juga gas alam yang berupa rantai hidrokarbon siklik. Jenis gas alam yang termasuk rantai siklik adalah *siklopropana*, *sikloheksana*, dan *benzene*. Sedangkan rantai lurus seperti *metana*, *etana*, *propane*, *butane*, *pentane* dan rantai lurus selanjutnya.

Pada industri petrokimia, gas alam harus dipisahkan dari zat pengotor tersebut karena nantinya akan mengganggu proses pengolahan. Zat pengotor tersebut terdiri dari *hydrogen sulfide*, karbondioksida, air, nitrogen, dan fraksi berat lainnya. Dengan menghilangkan zat pengotor tersebut diharapkan mengurangi masalah kontaminasi, korosi, dan pembentukan hidrat pada sistem distribusi gas maupun minyak. Saat ini gas alam telah menjadi bahan bakar rumah tangga, bahan bakar industri, maupun bahan bakar transportasi.

##### **2.1.1 Karakteristik Gas Alam**

Gas alam merupakan senyawa hidrokarbon yang mempunyai karakteristik mudah terbakar pada titik didih yang rendah. Gas alam mengandung metana dengan titik didih 119 °K. Selain mengandung metana, gas alam pun mengandung beberapa senyawa lainnya diantaranya *etane*, *propane*, *butane* untuk rantai hidrokarbon. Sedangkan untuk rantai non-hidrokarbon terdiri dari nitrogen, helium, karbondioksida, *hydrogen sulfide*, air, argon, dan sebagainya. Komposisi gas alam secara umum dapat dilihat pada tabel seperti berikut:

**Tabel 2.1** Komposisi Gas Alam Secara Umum

| Komposisi Gas Alam |                                |        |
|--------------------|--------------------------------|--------|
| Metana             | CH <sub>4</sub>                | 70-90% |
| Etana              | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>  | 0-20%  |
| Propana            | C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>  |        |
| Butana             | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> |        |
| Karbon Dioksida    | CO <sub>2</sub>                | 0-8%   |
| Oksigen            | O <sub>2</sub>                 | 0-0.2% |
| Nitrogen           | N <sub>2</sub>                 | 0-5%   |
| Hidrogen Sulfida   | H <sub>2</sub> S               | 0-5%   |
| Gas Lain           | A, He, Ne,<br>Xe               | <1%    |

Sumber: naturalgas.org (2011)

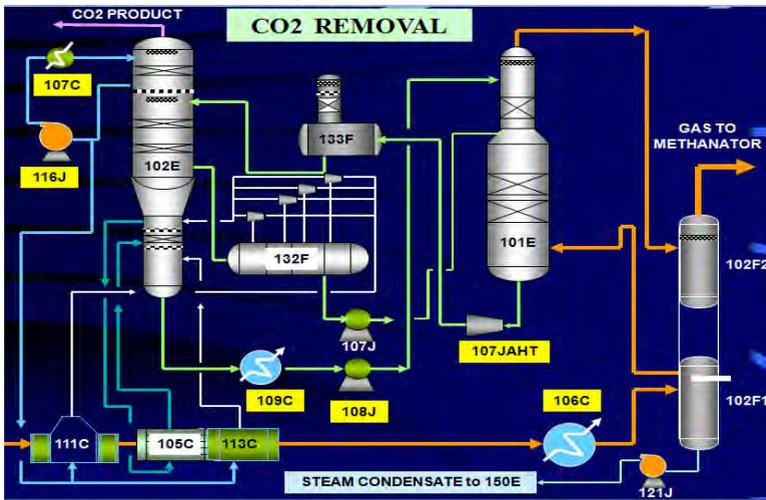
## 2.2 CO<sub>2</sub> Removal Plant

CO<sub>2</sub> removal plant merupakan salah satu plant pada pabrik amoniak di PT. Petrokimia Gresik. CO<sub>2</sub> removal plant mempunyai fungsi untuk menghilangkan gas-gas impuritas seperti CO<sub>2</sub> agar tidak mengganggu proses sintesa amoniak. Pada plant tersebut terdapat dua kolom besar yang berfungsi untuk menyerap CO<sub>2</sub> yaitu kolom *absorber* dan memisahkan CO<sub>2</sub> yaitu kolom *stripper*.

Iqlima Fuqoha (2012) menjelaskan bahwa kolom CO<sub>2</sub> *absorber* merupakan suatu tabung atau *vessel* yang bekerja untuk menyerap CO<sub>2</sub> dengan mengkontak syngas dengan larutan Benfield<sup>[10]</sup>. Larutan Benfield menyerap CO<sub>2</sub> dan mengalir ke kolom *stripper* dimana kolom *stripper* bekerja untuk memisahkan CO<sub>2</sub> dari larutan Benfield. CO<sub>2</sub> yang terpisah dari larutan Benfield dibuang dan dijadikan produk atau bahan baku pembuatan pupuk urea. Sedangkan larutan Benfield yang telah murni dan tidak mengandung CO<sub>2</sub> dikembalikan ke dalam kolom *absorber* untuk melakukan proses penyerapan lagi.

Untuk memurnikan *syngas* dari kandungan CO<sub>2</sub> selain menggunakan larutan Benfield, juga menggunakan tekanan yang tinggi. Tekanan yang tinggi ini bertujuan untuk mencairkan CO<sub>2</sub> agar cepat larut ke larutan Benfield dengan suhu yang rendah.

Setelah itu larutan Benfield yang menyerap  $\text{CO}_2$  dialirkan ke kolom *stripper*. Kolom *stripper* sendiri akan bekerja untuk memisahkan  $\text{CO}_2$  dari larutan Benfield. Dimana larutan Benfield yang telah terpisah dari  $\text{CO}_2$  menjadi *bottom product* dan dikembalikan ke kolom absorber untuk melakukan penyerapan lagi. Sedangkan  $\text{CO}_2$  menjadi *top product* untuk digunakan sebagai bahan baku pembuatan pupuk urea. Kondisi operasi pada kolom *stripper* berkebalikan dengan kolom *absorber*, dimana untuk memisahkan kandungan  $\text{CO}_2$  dari gas membutuhkan tekanan rendah dan suhu tinggi.



**Gambar 2.1** PFD  $\text{CO}_2$  Removal, sumber: Petrokimia Gresik (2014)

### 2.2.1 $\text{CO}_2$ Absorption

Proses pemisahan  $\text{CO}_2$  dari gas proses dilakukan dengan menggunakan proses absorpsi dimana larutan penyerap yang digunakan adalah *potassium carbonate*. Larutan *potassium carbonate* yang mengandung DEA dan korosi inhibitor tersebut biasa disebut dengan Benfield. Larutan Benfield terdiri dari komponen – komponen sebagai berikut :

- Potassium Karbonat ( $\text{K}_2\text{CO}_3$  25 – 30 % berat)

- Diethanolamine (DEA) 3 – 5 %
- Corrosion inhibitor 0,5 – 0,6 % (Vanadium Pentoxida)

Komponen – komponen utama dalam tahap ini adalah:

1. *Lean Solution Benfield*

Larutan ini mempunyai kadar *potassium carbonate* yang paling tinggi. Digunakan untuk melakukan penyerapan CO<sub>2</sub> terakhir yang berada di *packing bed* 1 kolom *absorber*.

2. *Semi Lean Solution Benfield*

Larutan yang sudah teregenerasi dan sebagian masih mengandung *potassium bicarbonate*. Larutan ini digunakan untuk menyerap CO<sub>2</sub> pada kolom absorber.

3. *Rich Solution Benfield*

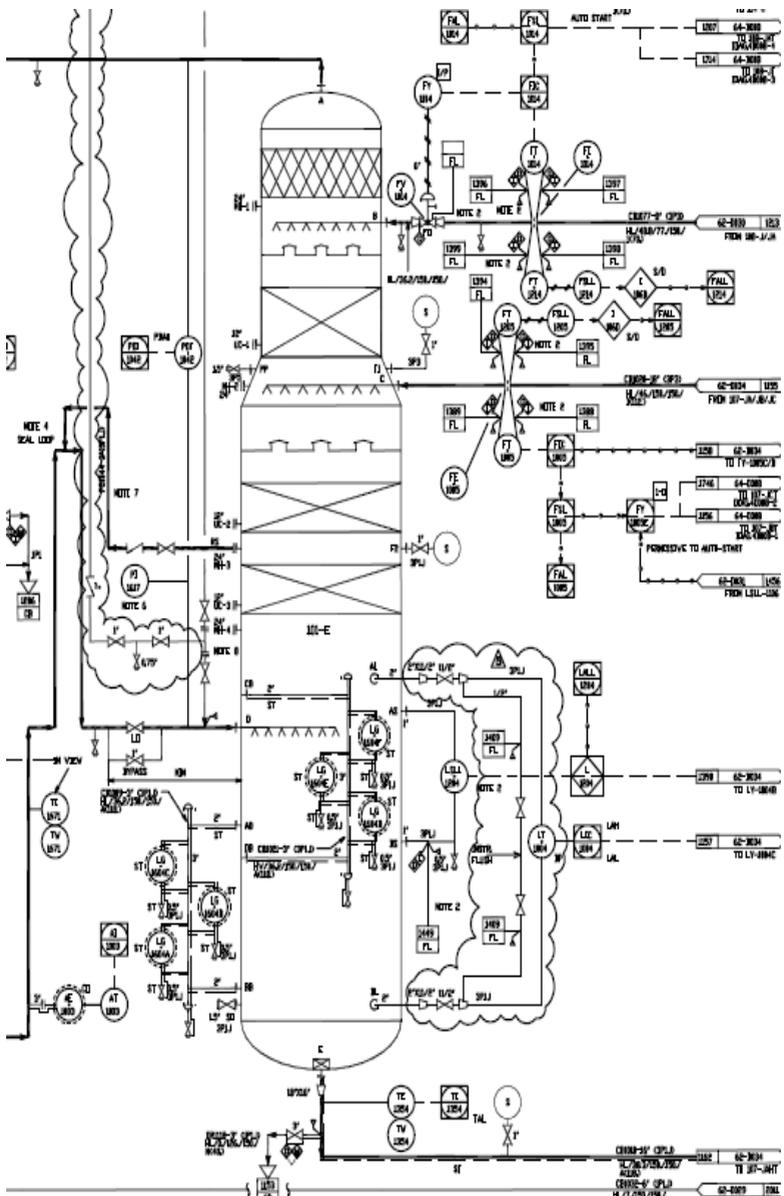
Larutan yang mengandung CO<sub>2</sub> tinggi dan merupakan bottom output dari kolom *absorber*. Larutan ini akan diregenerasi didalam kolom *stripper*.

4. *CO<sub>2</sub> Absorber (101-E)*

Merupakan *tower* atau kolom yang terdiri dari 3 *bed packing metallic* yang berfungsi untuk mengkontak *raw synthesis gas* dengan larutan *lean Benfield* maupun *semi-lean Benfield*.

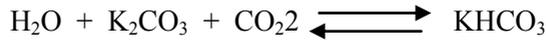
### Teori Operasi

*Raw synthesis gas* yang mengalir masuk ke kolom *absorber* mempunyai suhu 70° C dimana gas tersebut akan menuju keatas melalui internal distributor. Setelah melewati *internal distributor*, *raw synthesis gas* akan terus naik keatas melalui dua *bed* terbawah. Dalam *bed* tersebut *raw synthesis gas* akan kontak dengan larutan *semi-lean Benfield* yang sudah teregenerasi. Gas yang sudah sebagian diserap oleh *semi-lean*, akan diteruskan keatas menuju *top tray* dan dikontak dengan *lean Benfield*. Gas yang dikontak dengan *lean Benfield* menjadi murni dari kadar karbondioksida. Setelah gas dikontak dengan *lean Benfield* dan sebagian besar kadar karbondioksida telah hilang, selanjutnya diteruskan menuju *absorber knock out drum* yang berfungsi untuk memisahkan larutan Benfield yang terikut oleh aliran uap. Larutan tersebut dikeluarkan secara *blowdown* dan dikumpulkan ke *sewer* pengumpul larutan Benfield.



Gambar 2.2 P&ID Kolom Absorber 101-E

Berikut merupakan reaksi kimia proses penyerapan  $\text{CO}_2$  dengan larutan *potassium carbonate*:



Reaksi yang terjadi pada kolom *absorber* mempunyai kondisi operasi  $70^\circ\text{C}$  dan tekanan  $28 - 32 \text{ kg/cm}^2$ . *Raw synthesis gas* keluar LTS sebelum masuk *CO<sub>2</sub> absorber* mempunyai komposisi sebagai berikut :

|                            |                           |
|----------------------------|---------------------------|
| - $\text{CO}_2 = 18,87 \%$ | - $\text{CH}_4 = 0,29 \%$ |
| - $\text{CO} = 0,3 \%$     | - $\text{N}_2 = 20,54 \%$ |
| - $\text{Ar} = 0,26 \%$    | - $\text{H}_2 = 59,74 \%$ |

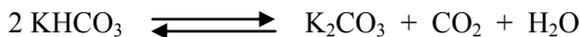
Dan komposisi gas yang keluar dari kolom *absorber* adalah sebagai berikut :

|                                  |                           |
|----------------------------------|---------------------------|
| - $\text{CO}_2 = 0,06 - 0,10 \%$ | - $\text{CH}_4 = 0,36 \%$ |
| - $\text{CO} = 0,37 \%$          | - $\text{N}_2 = 25,30 \%$ |
| - $\text{Ar} = 0,32 \%$          | - $\text{H}_2 = 73,59 \%$ |

### 2.2.2 *CO<sub>2</sub> Stripping*

Dalam proses *stripping*, larutan  $\text{CO}_2$  akan dilepaskan dengan suhu yang tinggi agar fasa *vapor* bisa naik *top column*. Dalam prosesnya, *CO<sub>2</sub> stripper* bekerja dengan melakukan pemisahan  $\text{CO}_2$ , penambahan panas, dan penurunan tekanan. Hal itu bertujuan agar proses pelepasan  $\text{CO}_2$  bekerja cepat.

Proses regenerasi larutan Benfield sangat dibutuhkan karena larutan yang teregenerasi tersebut digunakan untuk menyerap kembali karbondioksida yang tersisa pada *top section* kolom *absorber*. Berikut merupakan reaksi kimia proses regenerasi:



*Stripping*  $\text{CO}_2$  dilakukan pada suhu  $\pm 100 - 130^\circ\text{C}$  dan tekanan  $0,5 - 1 \text{ kg/cm}^2$ .

Komponen – komponen utama dalam tahap ini adalah:

1. *CO<sub>2</sub> Stripper (102-E)*  
Kolom ini merupakan kolom pelepasan dari karbondioksida. Kolom ini terdiri dari 4 *packing bed* dimana bahan dari tiap *packing bed* terdiri dari *carbon steel* dan *stainless slot ring*. Selain itu di setiap tray pada kolom terdapat distributor cairan atau vapor di bagian atas dan bawahnya.
2. *Stripper Feed Flash Drum (133-F)*  
*Vessel* yang berfungsi sebagai pemisah gas impuritas dengan *rich* Benfield. Dimana gas seperti CH<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> diikat dan digunakan untuk *fuel* dari *primary reformer*
3. *Semi Lean Solution Flash Tank (132-F)*  
Drum yang mempunyai empat *internal compartment* dan dihubungkan dengan *injector steam* pada sisi *outlet*. *Injector steam* akan mengembalikan *semi-lean* Benfield kembali masuk ke *CO<sub>2</sub> stripper*.
4. *Lean Solution/LP BFW Exchanger (109-C)*  
*Exchanger* ini mengalirkan *lean Benfield solution* dari *CO<sub>2</sub> stripper* menuju *CO<sub>2</sub> absorber*. Pada alat ini terjadi proses pertukaran panas dengan aliran *demineralized water*.
5. *CO<sub>2</sub> Stripper Condensate Reboiler (111-C)*  
Alat ini berfungsi untuk melakukan pemanasan kembali kolom *stripper* dengan pertukaran panas dari aliran *CO<sub>2</sub> condensate water* di sisi *shell* dan aliran *process gas* di sisi *tube*.
6. *CO<sub>2</sub> Stripper Reboiler (105-C)*  
Berfungsi untuk *reboiler* dari kolom *stripper* dimana *lean solution* pada sisi *shell* akan bertukar panas dengan *process gas* dari *tube side*. Vapor atau *steam output* dari alat ini menjadi sumber *steam* kolom *stripper*.

### Teori Operasi

Setelah mengikat kandungan gas-gas impuritas yang masuk ke kolom *absorber*, selanjutnya larutan Benfield akan dialirkan menuju *stripper flash drum* dengan menurunkan tekanan menggunakan *expander*. Aliran larutan yang kaya akan CO<sub>2</sub> tersebut akan dihilangkan gas impuritasnya seperti metana, hidrogen, dan hidrokarbon lainnya di *stripper flash drum 133-F*.

Gas-gas seperti metana, hidrogen, dan hidrokarbon lainnya tersebut akan digunakan untuk *fuel* di *primary reformer*. Sedangkan Benfield yang masih kaya akan  $\text{CO}_2$  diteruskan ke kolom *stripper* bagian *flash zone* diatas *middle bed*. Aliran tersebut akan mengalir kebawah menuju dua *top bed* dan bertemu uap panas dari *bottom section*. Cairan yang sudah teregenerasi sebagian oleh uap panas, terkumpul di *intermediate liquid trap out pan*. Sejumlah 90% dari cairan tersebut ditarik dari pan dan dikirim ke *semi lean solution flash tank*.

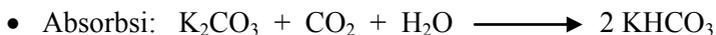
Sebagian larutan yang melalui *intermediate pan* akan disitribusikan kembali melalui *bed bottom* yang naik dari *bottom section tower*. Uap panas akan melepaskan  $\text{CO}_2$  (*stripping*) dari larutan. *Lean solution* akan terkumpul pada bagian *lower trap out* dan akan mengalir secara gravitasi ke sisi *shell* dari *CO<sub>2</sub> stripper reboiler*. Dari *reboiler* tersebut, sebagian *lean solution* akan diuapkan oleh panas dari aliran *LTS effluent* dan kemudian masuk kembali ke kolom *stripper*. Larutan yang masuk melalui *lower trap out* tersebut ditarik melalui sisi *shell lean solution* atau *LP BFW exchanger* oleh pompa 108-J.

*Lean solution* dari pompa 108-J akan masuk ke kolom *absorber*. Sebagian larutan *semi-lean* Benfield akan masuk ke 132-F dan akan dipisahkan dari *liquid* ke fase vapor dan dikirim ke *ejector*. *Ejector* tersebut akan menarik uap hasil *flashing* dari tiap *compartment* dan mengembalikannya ke kolom *stripper* bagian *intermediate draw off pan*. Sedangkan sisi lain dari 132-F akan ditarik oleh pompa 107-J untuk dialirkan masuk kembali ke kolom *absorber*.

Produk *CO<sub>2</sub> Stripper* :

|                           |                         |
|---------------------------|-------------------------|
| - $\text{CO}_2$ = 99,71 % | - $\text{CH}_4$ = 0 %   |
| - $\text{CO}$ = 0 %       | - $\text{N}_2$ = 0,02 % |
| - $\text{Ar}$ = 0 %       | - $\text{H}_2$ = 0,27 % |

Secara ringkas, reaksi yang terjadi baik pada *CO<sub>2</sub> absorber* maupun *CO<sub>2</sub> stripper* adalah:

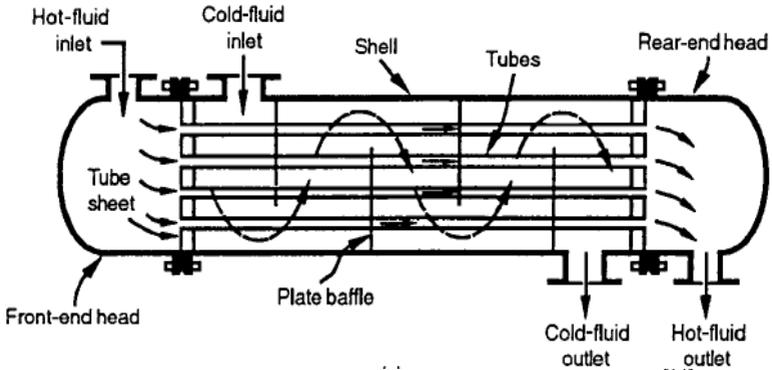


- $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $P = 33\text{ kg/cm}^2$  (kadar  $\text{CO}_2$  dalam gas 0,06%)
- Stripper:  $2\text{ KHCO}_3 \longrightarrow \text{K}_2\text{CO}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$   
 $T = 135\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $P = 1,9\text{ kg/cm}^2$  (kadar  $\text{CO}_2$  yang dihasilkan kemurniannya 99,71 %)

### 2.3 Heat Exchanger

Menurut Incropera dan Dewitt (1981), efektivitas suatu *heat exchanger* didefinisikan sebagai perbandingan antara perpindahan panas yang diharapkan (nyata) dengan perpindahan panas maksimum yang mungkin terjadi dalam *heat exchanger* tersebut<sup>[12]</sup>. Secara umum pengertian alat penukar panas atau *heat exchanger* (HE), adalah suatu alat yang digunakan untuk pemanas atau pendingin dengan menggunakan prinsip perpindahan panas. Medium pemanas yang dipakai adalah uap lewat panas (*super heated steam*) dan air biasa sebagai air pendingin (*cooling water*). *Heat exchanger* dirancang sedemikian rupa agar tingkat perpindahan panas berlangsung dengan optimal dan efisien. Pertukaran panas pada *heat exchanger* tersebut terjadi karena adanya kontak antar fluida panas dan dingin, baik dengan dinding pemisah maupun dengan bercampur langsung begitu saja. Pada industri petrokimia maupun industri minyak dan gas, *heat exchanger* digunakan hampir pada setiap proses baik itu proses pemanasan maupun pendinginan.

Dean A. Barlett (1996) dalam jurnalnya menyatakan bahwa penukar panas dapat diklasifikasikan menjadi 3 tipe, berdasarkan jenis dan ukuran yaitu *coil heat exchanger*, *plate heat exchanger*, dan *shell-and-tube heat exchanger*. Dari beberapa tipe penukar panas tersebut, setiap jenisnya mempunyai kelebihan dan kekurangan serta penggunaannya tergantung metode perpindahan panas yang ditentukan. Dari ketiga tipe penukar panas tersebut, tipe *shell-and-tube* memiliki kemampuan tekanan yang lebih baik dari penukar panas *plate* dan memiliki kemampuan tekanan lebih rendah dari *coil heat exchanger*<sup>[13]</sup>.



**Gambar 2.3** Shell-and-Tube Heat Exchanger<sup>[14]</sup>

Kinerja dari penukar panas dapat ditentukan oleh laju perpindahan panas dari penukar panas tersebut. Untuk menentukan tingkat perpindahan panas dapat dihitung menggunakan persamaan 2.1. Tingkat perpindahan panas penukar panas dipengaruhi oleh koefisien perpindahan panas keseluruhan, luas area perpindahan panas, dan *Log Mean Temperature Difference* (LMTD).

$$Q = U A \Delta T_{LM} \dots\dots\dots(2.1)$$

Keterangan:

Q = Heat Duty (kcal/hr)

U = Koefisien perpindahan panas keseluruhan (kcal/hr m<sup>2</sup> °C)

A = Heat Transfer Area (m<sup>2</sup>)

$\Delta T_{LM}$  = Log Mean Temperature Difference (°C)

Cengel (2003) menjelaskan bahwa *Log Mean Temperature Difference* (LMTD) merupakan perbedaan suhu antara 2 fluida pada keseluruhan penukar panas<sup>[15]</sup>. Persamaan LMTD ialah

$$LMTD = \frac{(T_{h,o} - T_{c,i}) - (T_{h,i} - T_{c,o})}{\ln\left(\frac{T_{h,o} - T_{c,i}}{T_{h,i} - T_{c,o}}\right)} \dots\dots\dots(2.2)$$

Menurut Totok Ruki (2012), koefisien perpindahan panas keseluruhan (U) ditentukan dengan menggunakan hubungan empiris dari koefisien perpindahan panas film masing-masing sisi dan resistansi *fouling*<sup>[18]</sup>. Persamaan sebagai berikut:

$$\frac{1}{U_a} = \frac{1}{U_o} + R_f \dots\dots\dots(2.3)$$

$$\frac{1}{U_a} = \frac{d_o}{d_i h_i} + \frac{d_o R_{fi}}{d_i} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + R_{fo} + \frac{1}{h_o} \dots\dots\dots(2.4)$$

- Dimana:  $R_{fi}$  = Resistansi *fouling* dalam  
 $R_{fo}$  = Resistansi *fouling* luar  
 $h_i$  = Koefisien perpindahan panas film sisi *tube*  
 $h_o$  = Koefisien perpindahan panas film sisi *shell*  
 $U$  = Koefisien perpindahan panas keseluruhan  
 $k_w$  = Konduktivitas termal pada dinding *tube*  
 $d_o$  = Diameter luar dari *tube*  
 $d_i$  = Diameter dalam dari *tube*

Totok Ruki (2012) menjelaskan bahwa pada umumnya analisis kinerja alat penukar panas dilakukan berdasarkan kesetimbangan energi *steady-state*<sup>[18]</sup>. Jika koefisien perpindahan panas keseluruhan konstan, perubahan energi kinetik diabaikan, dan permukaan penukar panas diisolasi, maka persamaan 2.1 mudah diintegrasikan untuk aliran *co-current* atau *counter current*. Sehingga didapatkan kesetimbangan dengan persamaan berikut:

$$Q_c = Q_h \dots \dots \dots (2.5)$$

Dimana  $Q_c$  = Jumlah panas yang diterima dari fluida dingin

$Q_h$  = Jumlah panas yang diterima dari fluida panas

Jumlah panas yang diterima dari fluida dingin  $Q_c$ , dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$Q_c = m_c C_{p_c} \Delta T_c \dots \dots \dots (2.6)$$

Keterangan :

$Q$  = *Heat Duty* (kcal/hr)

$m_c$  = Laju aliran massa fluida dingin (kg/hr)

$C_{p_c}$  = Panas spesifik dari fluida dingin (kcal/kg-°C)

$\Delta T_c$  = Perbedaan suhu fluida dingin inlet dan outlet (°C)

Jumlah panas yang diterima dari fluida panas  $Q_h$ , diberikan sebagai berikut:

$$Q_h = m_h C_{p_h} \Delta T_h \dots \dots \dots (2.7)$$

Keterangan :

$Q$  = *Heat Duty* (kcal/hr)

$m_h$  = Laju aliran massa fluida panas (kg/hr)

$C_{p_h}$  = Panas spesifik dari fluida panas (kcal/kg-°C)

$\Delta T_h$  = Perbedaan suhu fluida panas inlet dan outlet (°C)

## 2.4 Aspen Hysys

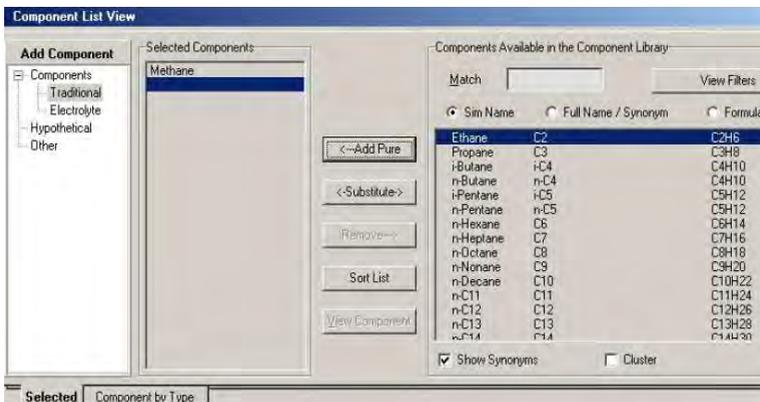
Aspen Hysys merupakan *software* simulasi yang digunakan untuk merancang suatu *plant* atau pabrik. Hysys mempunyai beberapa *tool* yang dapat menunjang perancangan sebuah sistem atau proses yang ada pada industri petrokimia, minyak dan gas, maupun pembangkit listrik. Selain itu keunggulan dari *software hysys* ini adalah dapat melakukan simulasi dengan tujuan mengetahui kesetimbangan massa dan

energi maupun untuk mengetahui kinerja dari sebuah *plant* yang nantinya berhubungan dengan *cost analysis*.

Dalam perancangan *plant* menggunakan *hysys* terdapat beberapa langkah yang harus dilakukan. Langkah-langkah tersebut adalah sebagai berikut:

1. Memilih komponen yang akan digunakan
2. Memilih model termodinamika
3. Membuat *flowsheet* dari *plant*
4. Melakukan spesifikasi pada komposisi dan kondisi aliran
5. Menjalankan program (*running the simulation*)
6. Menganalisa hasil

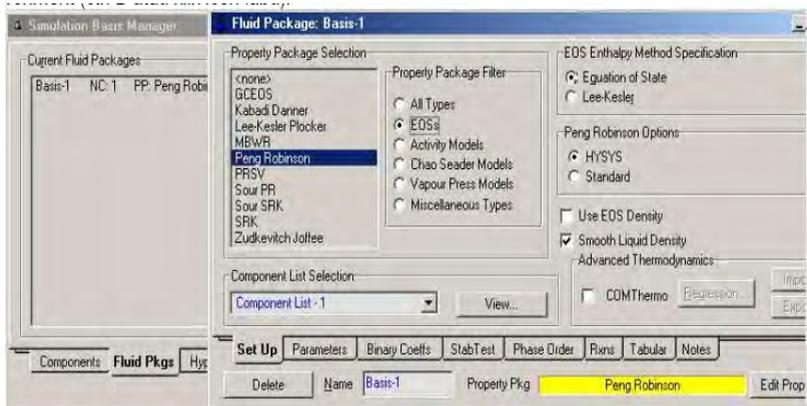
Pemilihan komponen pada *hysys* berdasarkan proses yang akan disimulasikan. Untuk proses penghilangan karbondioksida, komponen yang bisa dipilih adalah metana, karbondioksida, nitrogen, hidrogen, dan sebagainya.



**Gambar 2.4** Tampilan Component List View

Untuk pemilihan model termodinamika disesuaikan dengan kebutuhan pada proses yang akan disimulasikan. Beberapa proses di petrokimia, migas, dan pembangkit listrik mempunyai model-model termodinamika yang berbeda. Pada umumnya, industri petrokimia menggunakan model termodinamika semacam NRTL, Sour PR, dan lain-lain.

Sedangkan untuk proses pada industri minyak dan gas, para *process engineer* selalu menggunakan model Peng-Robinson.

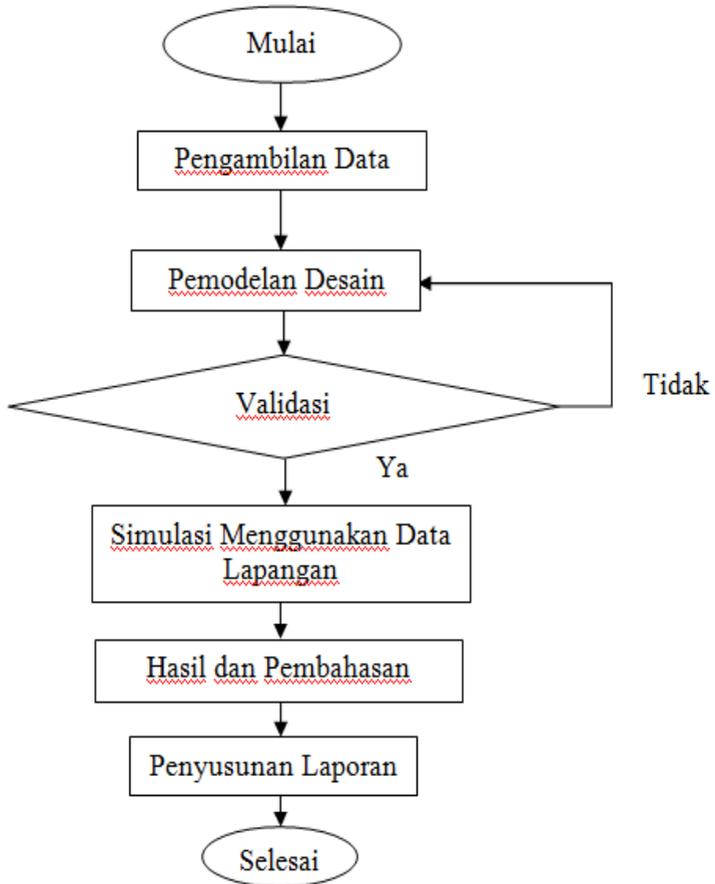


**Gambar 2.5** Tampilan Penentuan *Fluid Package*

Simulasi yang dirancang disesuaikan dengan *process flow diagram*. Perancangan harus dilakukan dengan detail dan semirip mungkin dengan *real plant*. Perancangan dilakukan pada *flowsheet* pada *hysys* dengan menggunakan beberapa *tool* seperti separator, kolom distilasi, pompa, maupun alat penukar panas. Setelah dilakukan perancangan, kondisi aliran ditentukan berdasarkan datasheet. Spesifikasi peralatan ditentukan sesuai dengan *real plant* yang sedang beroperasi. Hasil akhir dari simulasi dapat digunakan untuk analisis energi, analisis *cost*, maupun analisis efisiensi.

### BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Tahapan untuk mencapai tujuan tugas akhir ini direpresentasikan dalam bentuk diagram alir berikut ini:



**Gambar 3.1** Diagram Alir Metodologi Tugas Akhir

Tahapan bagian pertama dalam metodologi penelitian tugas akhir ini adalah proses pengambilan data. Proses pengambilan data ini akan dijelaskan lebih lanjut pada bagian 3.1.

Tahapan selanjutnya adalah pemodelan dan validasi data desain dengan data aktual. Pemodelan plant dilakukan dengan menggunakan *Aspen Hysys*. Pemodelan *plant CO<sub>2</sub> removal* dilakukan secara bertahap dari awal sampai akhir proses dengan memasukkan parameter-parameter berupa laju aliran, suhu, maupun tekanan. Proses yang disimulasikan adalah proses *steady-state* sehingga kinerja perpindahan panas dari *heat exchanger* yang mempengaruhi peralatan lainnya dapat dilihat. Validasi desain dilakukan dengan memperhatikan *input-output* dari peralatan untuk menuju kesetimbangan massa dan energi.

Setelah dilakukan validasi desain, tahapan berikutnya adalah membandingkan data aktual dengan data desain. Data aktual akan dimasukkan pada model *plant* di *Aspen Hysys* untuk mendapatkan nilai koefisien perpindahan panas pada *heat exchanger* dan laju perpindahan panas. Hasil tersebut akan dianalisis pada tahap selanjutnya dengan memperhatikan nilai koefisien perpindahan panas, zat pengotor, dan faktor lainnya yang mempengaruhi kinerja dari proses *CO<sub>2</sub> removal*.

Analisis data kinerja proses dilakukan untuk membahas grafik nilai koefisien perpindahan panas pada tiap alat *heat exchanger*, grafik laju perpindahan panas, maupun komposisi yang ada pada peralatan. Performansi kolom *absorber* dipengaruhi oleh beberapa parameter yang telah dihasilkan oleh *heat exchanger*. Setelah data dianalisis dengan baik, tahapan terakhir adalah mengambil kesimpulan mengenai kinerja proses *CO<sub>2</sub> removal* di kolom *absorber*.

### **3.1 Pengambilan Data**

Data dikumpulkan berdasarkan data desain, data kondisi operasi aktual, komposisi gas, data mekanik, dan *piping and instrumentation diagram*. Proses pengambilan data desain diambil dari data desain PT. Petrokimia Gresik yang terdapat di Departemen Pemeliharaan Satu. Sedangkan data kondisi operasi

aktual diambil dari DCS saat plant beroperasi normal. Data merupakan *average* per hari selama satu tahun sejak bulan April 2013 sampai dengan April 2014.

Data desain yang diambil berupa data desain dari setiap peralatan seperti *heat exchanger*, *absorber column*, *flash drum*, *pump*, dan *separator*. Dari data desain tersebut dapat diketahui bahwa *heat exchanger* yang menempatkan fluida panas dan menempatkan produknya di *tube side* adalah 111-C dan 106-C. Sedangkan *heat exchanger* 105-C dan 113-C menempatkan produk pada *shell side* yang berfungsi sebagai *reboiler* untuk kolom *stripper*. Untuk *heat exchanger* yang menjadi sumber energi dari kolom *absorber* adalah 106-C dan 109-C. *Heat exchanger* 106-C merupakan sumber *process gas* yang mengandung kadar karbondioksida, nitrogen, hidrogen, dan metana. Sedangkan *heat exchanger* 109-C merupakan input *lean* dari kolom *stripper* menuju kolom *absorber*. Kedua *heat exchanger* tersebut berfungsi sebagai pendingin aliran yang akan masuk ke kolom *absorber*.

Untuk data aktual yang diambil dari DCS (distributed control system) terdiri dari beberapa *variable* seperti *mass flow rate*, *temperature*, dan *pressure*. Data yang tersebut digunakan untuk mensimulasikan keadaan *real* atau nyata dari kinerja semua peralatan khususnya alat penukar panas (*heat exchanger*) dan kolom *absorber* 101-E.

## 3.2 Pemodelan Desain

Dalam tugas akhir ini, simulasi desain dimodelkan dengan menggunakan *Aspen Hysys*. *Aspen Hysys* merupakan suatu *tool* yang digunakan untuk menunjang perancangan suatu sistem atau pabrik.

### 3.2.1 Pemodelan *CO<sub>2</sub> Removal Plant*

*Plant CO<sub>2</sub> removal* yang dirancang berdasarkan *process flow diagram* PT. Petrokimia Gresik. Dimana dalam PFD tersebut terdapat beberapa peralatan seperti *heat exchanger*, kolom *absorber*, *separator*, pompa, drum, dan lain-lain. Dengan

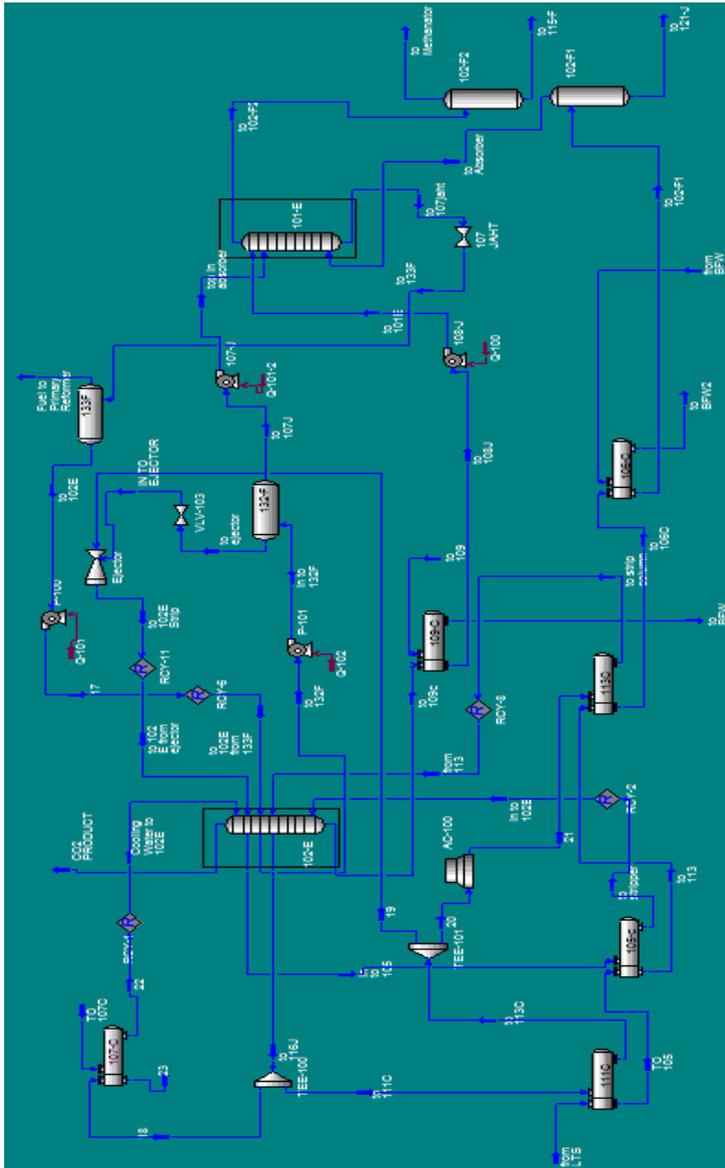
memperhatikan detail dari *process flow diagram*, selanjutnya dilakukan pemodelan pada *Aspen Hysys*. Penukar panas (HE) yang digunakan pada *plant CO<sub>2</sub> removal* ini bertipe *shell-and-tube heat exchanger*. Dalam tugas akhir ini menggunakan data yang didapat di lapangan yaitu berupa suhu *inlet* dan *outlet* serta data desain dari penukar panas. Sistem yang dimodelkan pada *Aspen Hysys* diasumsikan dalam keadaan *steady-state*. Hal itu bertujuan untuk mendapatkan *output* yang sesuai dan mudah dikalkulasi secara analitik dalam menentukan kinerja dari sistem.

Dalam simulasi yang telah dilakukan pada *Aspen Hysys*, komponen yang digunakan adalah karbondioksida, metana, argon, air, karbonmonoksida, nitrogen, hidrogen, dan DEA. Proses yang disimulasikan menggunakan *fluid package NRTL (Non-Random Two Liquid)*. Setelah pemilihan *fluid package*, dilakukan perancangan dengan memilih peralatan yang akan disimulasikan, pada proses penyerapan karbondioksida ini terdapat peralatan penukar panas yang berjumlah 6 buah yaitu 111-C, 105-C, 113-C, 106-C, 107-C dan 109-C. Peralatan penukar panas tersebut dispesifikasi sesuai dengan data desain yang terdiri dari suhu, *pressure*, dan *mass flow rate*. Setelah itu dilakukan spesifikasi pada peralatan lainnya seperti pompa, *ejector*, dan kolom.

Tabel 3.1 Daftar Peralatan pada *Plant CO<sub>2</sub> Removal*

| No | Komponen                                    | Tag Number |
|----|---|------------|
| 1  | Heat Exchanger                              | 111-C      |
| 2  | Heat Exchanger                              | 105-C      |
| 3  | Heat Exchanger                              | 113-C      |
| 4  | Heat Exchanger                              | 106-C      |
| 5  | Heat Exchanger                              | 109-C      |
| 6  | Heat Exchanger                              | 107-C      |
| 7  | Raw Gas Separator                           | 102-F1     |
| 8  | CO <sub>2</sub> Absorber Overhead K.O. Drum | 102-F2     |
| 9  | CO <sub>2</sub> Absorber Column             | 101-E      |
| 10 | Semi Lean Flash Drum                        | 132-F      |
| 11 | CO <sub>2</sub> Stripper Feed Flash Drum    | 133-F      |
| 12 | CO <sub>2</sub> Stripper Column             | 102-E      |

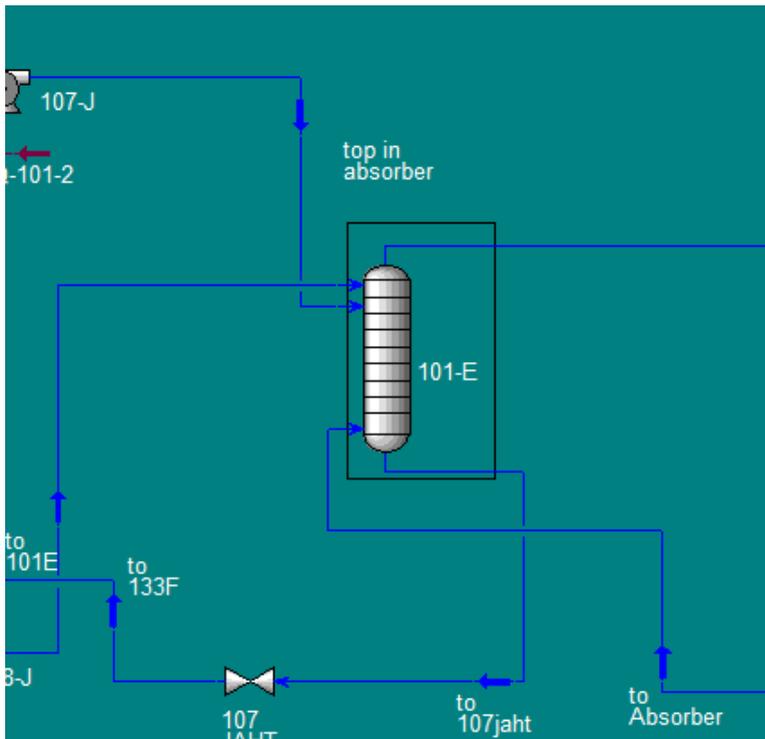
Berikut merupakan tampilan dari model yang telah dirancang pada *Aspen Hysys*:



Gambar 3.2. Pemodelan  $CO_2$  Removal Plant di Aspen Hysys

Model yang dirancang pada *Aspen Hysys* divalidasi dengan *process flow diagram* yang ada di Departemen Pemeliharaan 1 PT. Petrokimia Gresik. Komponen-komponen yang tercantum pada *process flow diagram* dimasukkan pada workspace *Aspen Hysys* dengan memperhatikan aliran fluida yang masuk dan keluar. Selain memperhatikan desain *plant*, *material stream* yang masuk dan keluar harus ditentukan sesuai *datasheet* desain yang sudah ada. *Material stream* berupa komposisi gas maupun fluida cair seperti  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}$ , Ar, dan sebagainya.

Dari model tersebut dilakukan perhitungan untuk mengetahui laju perpindahan panas dari aliran fluida dingin dan aliran fluida panas. Persamaan untuk menghitung jumlah perpindahan panas “Q” dapat menggunakan persamaan 2.1.

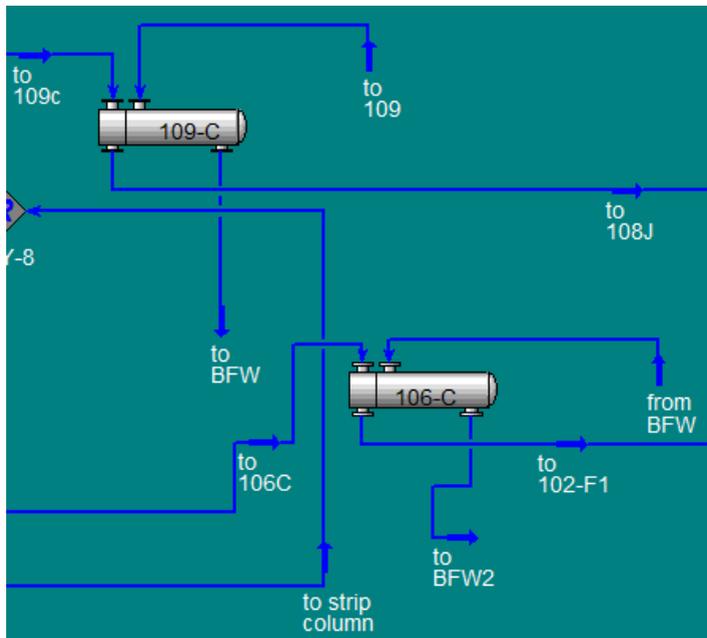


**Gambar 3.3** Kolom  $\text{CO}_2$  Absorber pada *Aspen Hysys*

Untuk menentukan kesetimbangan massa pada kolom *absorber* bisa dilihat dari aliran input pada kolom dan aliran output pada kolom. Aliran input dan output tersebut disesuaikan berdasarkan data desain sehingga kolom *absorber* dapat dianalisis.

Jumlah perpindahan panas keseluruhan pada peralatan penukar panas dipengaruhi oleh koefisien perpindahan panas keseluruhan, Koefisien perpindahan panas dari keseluruhan penukar panas dipengaruhi oleh koefisien perpindahan panas pada *tube-side film* ( $h_i$ ) dan koefisien perpindahan panas pada *shell-side film* ( $h_o$ ).

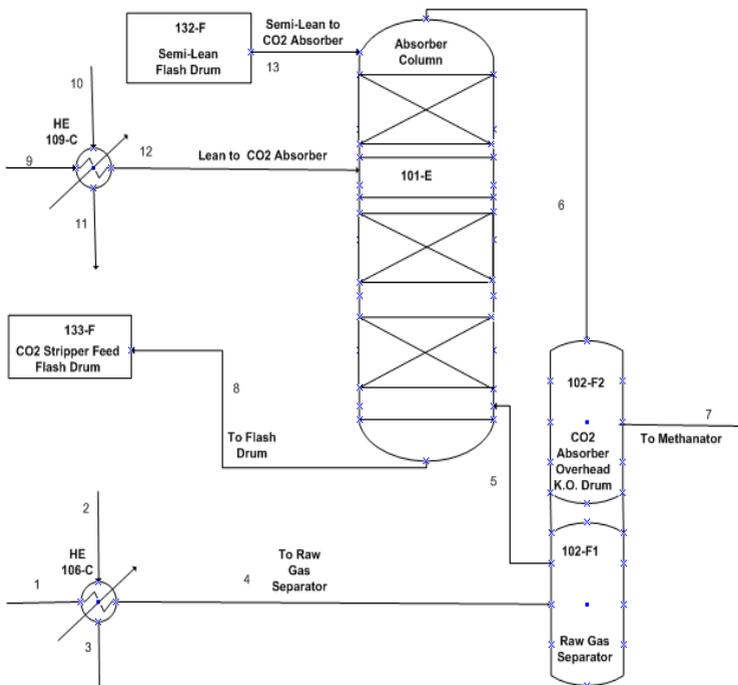
Untuk mencari perpindahan panas yang mempengaruhi kinerja peralatan menggunakan persamaan 2.1. Dari perhitungan menggunakan persamaan tersebut selanjutnya akan diplot pada grafik untuk mengetahui kinerja peralatan.



**Gambar 3.4** Penukar Panas Jenis *Shell and Tube* pada *Aspen Hysys*



Hasil dari simulasi menggunakan data desain dan simulasi menggunakan data aktual akan menghasilkan nilai koefisien perpindahan panas ( $U$ ) dan nilai perpindahan panas ( $Q$ ) yang didapat pada alat penukar panas. Hasil tersebut akan digunakan untuk menganalisis kinerja dari kolom *absorber* dimana alat penukar panas berfungsi sebagai *energy supply* pada proses di kolom *absorber*. Analisis dilakukan dengan memperhatikan parameter-parameter seperti suhu *inlet* dan *outlet*, *pressure*, fraksi mol, dan *mass flow rate* pada aliran yang masuk dan keluar dari kolom *absorber*. Dengan memperhatikan nilai tersebut, nantinya akan diketahui kesetimbangan massa pada kolom *absorber*. Hasil simulasi pada *Aspen Hysys* menunjukkan beberapa nilai dari *mass flow rate*, suhu, *pressure*, dan fraksi mol. Berikut aliran *input* dan *output* yang ada pada kolom *absorber*:



**Gambar 3.6** Kolom *Absorber*

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB IV**

### **HASIL DAN PEMBAHASAN**

Pada Bab 4 ini akan dibahas mengenai hasil dari simulasi dimana pengolahan data dilakukan dengan membandingkan data desain dengan data aktual dari *plant*. Proses *CO<sub>2</sub> removal* pada kolom *absorber* disimulasikan pada *software Aspen Hysys*. Kinerja pada kolom berdasarkan kinerja dari *heat exchanger* yang berinteraksi langsung dengan kolom *absorber*. Pada aliran proses yang dilihat dari *piping and instrumentation diagram*, terdapat dua alat penukar panas yang mempengaruhi proses didalam kolom *absorber* yaitu penukar panas 106-C dan penukar panas 109-C. Hasil yang dianalisis adalah perubahan nilai koefisien perpindahan panas dan nilai laju perpindahan panas pada alat penukar panas.

#### **4.1 Kondisi Desain**

Kondisi desain merupakan kondisi awal atau kondisi berdasarkan *datasheet* dari peralatan. Dimana *datasheet* peralatan diambil dari *database* Departemen Pemeliharaan 1 PT. Petrokimia Gresik. Pada data desain yang telah didapat, spesifikasi kolom *absorber* mempunyai beberapa parameter yang dapat digunakan untuk menghitung kinerja. Kolom *absorber* tersebut terdiri dari 3 *packing bed metallic* yang bekerja sesuai fungsinya masing-masing. *Process gas* yang masuk melalui *bottom inlet* kolom, akan dikontak dengan *solvent diethanolamine*. Kandungan *CO<sub>2</sub>* akan diserap oleh *solvent diethanolamine* tersebut dan sisa dari *process gas* yang tidak mengandung *CO<sub>2</sub>* akan terus naik ke *top outlet* dari kolom. Output kandungan *CO<sub>2</sub>* yang keluar pada *top outlet* dari kolom *absorber* berkisar diantara 0,06 % sampai dengan 0,1 %.

Dalam melakukan proses penghilangan kadar karbondioksida tersebut, energi panas yang digunakan berasal dari *heat exchanger*. Dari data desain dapat diketahui bahwa komponen *heat exchanger* terdiri dari 106-C dan 109-C. Dari kedua alat penukar panas tersebut mempunyai *temperature* dan

*mass flow rate* yang berbeda. Aliran pada *tube side* 106-C merupakan *process gas* dari *low temperature shift converter* dimana aliran fluida tersebut berfungsi sebagai *hot stream* pada alat penukar panas tersebut. Aliran *hot stream* tersebut akan didinginkan oleh fluida dingin dari boiler feed water yang masuk melalui shell side. Aliran *process gas* yang sudah diturunkan suhunya tersebut dialirkan menuju *raw gas separator* 102-F1 untuk dimasukkan ke *bottom inlet* kolom *absorber*. Kolom *absorber* yang berfungsi sebagai peralatan penyerap karbondioksida mempunyai 3 *packing bed metallic*. Untuk aliran *process gas* dari 102-F1 tersebut masuk kedalam *packing bed* 3. Sesuai data desain dapat diketahui bahwa sisi *tube* dari alat penukar panas 106-C mempunyai jumlah sebesar 188.778 kg/hr. *Mass flow rate* sebesar itu berasal dari *low temperature shift converter* yang mengandung kadar karbondioksida dan gas-gas lainnya.

Sedangkan *mass flow rate* yang masuk ke sisi *tube* dari alat penukar panas 109-C merupakan *bottom output* dari kolom *stripper* yang mempunyai suhu cukup tinggi. Dengan suhu yang cukup tinggi tersebut, aliran fluida harus didinginkan untuk disesuaikan dengan spesifikasi kolom *absorber* maka dari itu nilai koefisien perpindahan panas dari alat penukar panas 109-C cukup besar karena proses pendinginan tersebut. Aliran pada sisi *tube* tersebut didinginkan oleh aliran fluida dari *boiler feed water* yang mengalir pada sisi *shell heat exchanger* 109-C.

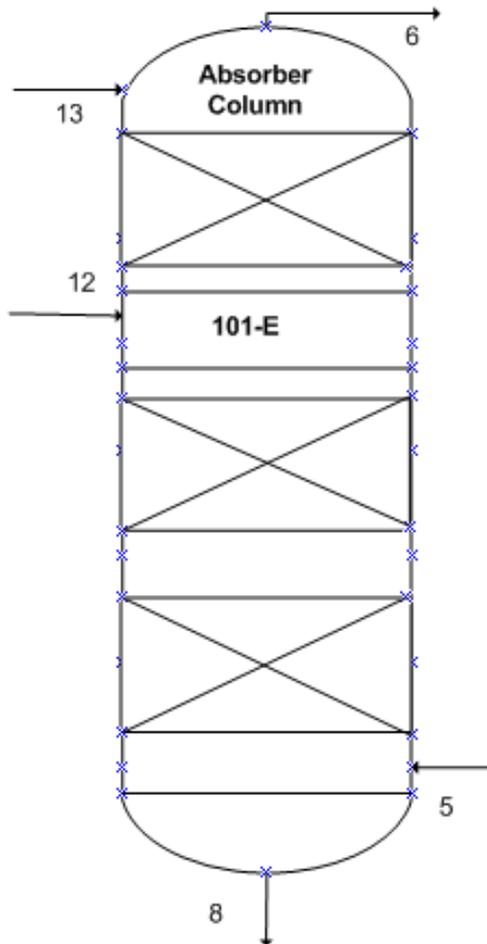
Nilai *temperature* antara *shell side* dan *tube side* akan digunakan untuk menghitung nilai LMTD. LMTD merupakan *log mean temperature difference* dari laju perpindahan panas yang terjadi. Nilai LMTD yang didapat merupakan hasil perhitungan dengan menggunakan persamaan 2.2. Nilai LMTD tersebut akan digunakan untuk menghitung nilai laju perpindahan panas (Q) dengan menggunakan persamaan 2.1. Hal tersebut membuktikan bahwa 109-C mempunyai kerja yang paling berat daripada alat penukar panas lainnya dengan nilai Q sebesar 9.220.000 kcal/hr. Sedangkan nilai Q dari alat penukar panas 106-C mempunyai nilai sebesar 7.595.176 kcal/hr.

## 4.2 Kondisi Aktual

Data kondisi aktual didapatkan dari DCS saat *plant* beroperasi normal. Dalam waktu satu tahun dari tahun 2013 sampai dengan 2014 didapatkan data aktual yang sudah tidak sama lagi dengan keadaan desain. Dimana untuk suhu *inlet* yang masuk ke alat penukar panas 111-C berkisar di 180-185 °C. Dari suhu *inlet* yang tidak lagi sesuai dengan kondisi operasi awal tersebut dapat diasumsikan bahwa nilai koefisien perpindahan panas dan laju perpindahan panas akan berbeda juga. Perbedaan suhu yang terjadi pada kondisi aktual saat *plant* beroperasi normal membuat nilai *log mean temperature difference* menjadi berbeda dari kondisi desain. Nilai LMTD tersebut yang mempengaruhi nilai penurunan dari koefisien perpindahan panas maupun nilai laju perpindahan panas. Pada kondisi aktual juga didapatkan bahwa *mass flow rate* tidak lagi sebanyak kondisi desain. Suhu yang masuk tidak mencapai nilai yang sesuai dengan data desain. Suhu yang diberikan oleh kinerja *heat exchanger* 106-C hanya mampu mencapai kisaran 90-100 °C.

## 4.3 Analisis Kinerja Kolom *Absorber*

Data kondisi operasi aktual yang telah disimulasikan di *Hysys* selanjutnya diplot untuk dibandingkan dengan data desain. Untuk mengetahui kinerja dari proses *CO<sub>2</sub> removal*, dilakukan analisis kesetimbangan massa pada kolom *absorber*. Pada kolom *absorber* didapatkan hasil *input* berupa suhu, *mass flow rate*, *pressure*, dan komposisi gas. Dari parameter-parameter tersebut dapat diketahui kinerja dari kolom *absorber*. Pada Gambar 4.1, terdapat 3 *input stream* dan 2 *output stream* pada kolom *absorber*. *Input stream* yang masuk melalui *bottom inlet* merupakan aliran *process gas* sedangkan *output stream* yang keluar melalui *bottom outlet* merupakan larutan *rich* yang mengandung kadar karbondioksida hasil absorpsi didalam kolom *absorber*. Berikut aliran proses yang terjadi pada kolom *absorber*:



**Gambar 4.1** Kolom *Absorber* 101-E

Dari Gambar 4.1 tersebut dapat dilihat, aliran yang masuk ke kolom *absorber* (5) merupakan aliran yang berasal dari *heat exchanger* 106-C. Sebelum masuk ke kolom, aliran tersebut sudah dipisahkan dari fasa *liquid* di dalam *raw gas separator* sehingga aliran fluida yang masuk ke dalam kolom *absorber* sudah dalam fasa gas. Input aliran lain yang masuk ke kolom

*absorber* (12) berasal dari *heat exchanger* 109-C yang dimana aliran tersebut berasal dari kolom *stripper*. Aliran fluida dari *heat exchanger* 109-C merupakan fluida *solvent* yang tidak mengandung kadar  $\text{CO}_2$ . *Input* aliran ketiga (13) yang masuk pada kolom *absorber* berasal dari *Semi-Lean Flash Drum* 132-F. Aliran fluida yang dialirkan dari *Semi-Lean Flash Drum* 132-F merupakan aliran fluida *semi-lean* hasil dari proses *stripping* dalam kolom *stripper*. Aliran fluida *semi-lean* merupakan fluida yang mengandung *solvent* dan sedikit mengandung kadar  $\text{CO}_2$ .

Untuk *output stream* yang keluar dari *bottom outlet* kolom *absorber*, dialirkan menuju *CO<sub>2</sub> stripper feed flash drum* dan diteruskan menuju proses *stripping* di kolom *stripper*. Aliran fluida tersebut merupakan fluida *rich* yang didalamnya mengandung kadar  $\text{CO}_2$  yang sangat banyak. Kandungan  $\text{CO}_2$  yang cukup banyak tersebut merupakan hasil dari absorpsi *solvent* terhadap  $\text{CO}_2$  dimana *solvent* yang digunakan adalah DEA (*diethanolamine*). Sedangkan untuk *output stream* yang dikeluarkan oleh kolom *absorber* melalui *top outlet* merupakan gas yang mengandung nitrogen dan hidrogen dengan komposisi yang cukup banyak. Pada aliran fluida ini, kandungan  $\text{CO}_2$  tidak terlalu banyak karena kandungan  $\text{CO}_2$  sudah terserap oleh *solvent* DEA (*diethanolamine*) menuju *bottom outlet*. *Top outlet* dari kolom *absorber* yang mengandung nitrogen dan hidrogen dialirkan menuju *CO<sub>2</sub> absorber overhead knock out drum* dan selanjutnya dialirkan menuju *methanator* untuk dijadikan bahan baku proses sintesis amoniak.

Dari aliran yang masuk dan aliran keluar tersebut didapatkan nilai dari *mass flow rate*, *temperature*, *pressure*, dan kandungan fraksi mol. *Mass flow rate* dari larutan *lean* pada saat kondisi aktual mempunyai perubahan dari kondisi desain namun sangat kecil. Sedangkan larutan *semi-lean* yang akan masuk ke kolom *absorber* tidak mengalami perubahan dimana ketiga parameter *suhu*, *pressure*, dan *mass flow rate* tidak berubah dari nilai awal desain. Pada *outlet stream* sedikit ada perubahan pada *mass flow rate* yang menuju *CO<sub>2</sub> stripper feed flash drum*. Parameter-parameter tersebut bisa dipengaruhi oleh kinerja dari

peralatan-peralatan lainnya yang mendukung proses pada kolom *absorber*. Perbandingan dari *stream* kondisi desain dan kondisi aktual pada kolom *absorber* dapat dilihat pada tabel berikut ini:

Tabel 4.1 *Input Stream* Kolom *Absorber* (Desain)

| <i>Stream</i> | <i>Mass Flow</i><br>(kg/hr) | <i>Temperature</i><br>(°C) | <i>Pressure</i><br>(kPa) | <i>Fraction Mole</i> (%)   |
|---------------|-----------------------------|----------------------------|--------------------------|--|
| 5             | 137300                      | 98.39                      | 3314                     | 0.28 CH <sub>4</sub><br>18.29 CO <sub>2</sub><br>2.88 H <sub>2</sub> O<br>0.29 CO<br>0.25 Ar<br>19.96 N <sub>2</sub><br>58.04 H <sub>2</sub> |
| 12            | 218442                      | 95.23                      | 3276                     | 3.98 DEA<br>96.01 H <sub>2</sub> O<br>0.01 CO <sub>2</sub>   |
| 13            | 1478000                     | 98.17                      | 3373                     | 3.98 DEA<br>96.01 H <sub>2</sub> O<br>0.01 CO <sub>2</sub>   |

Tabel 4.2 *Input Stream* Kolom *Absorber* (Aktual)

| <i>Stream</i> | <i>Mass Flow</i><br>(kg/hr) | <i>Temperature</i><br>(°C) | <i>Pressure</i><br>(kPa) | <i>Fraction Mole</i> (%)   |
|---------------|-----------------------------|----------------------------|--------------------------|--|
| 5             | 136500                      | 92.85                      | 3314                     | 0.28 CH <sub>4</sub><br>18.39 CO <sub>2</sub><br>2.35 H <sub>2</sub> O<br>0.29 CO<br>0.25 Ar<br>20.07 N <sub>2</sub><br>58.36 H <sub>2</sub> |
| 12            | 218300                      | 95.23                      | 3276                     | 3.98 DEA<br>96.01 H <sub>2</sub> O<br>0.01 CO <sub>2</sub>   |
| 13            | 1478000                     | 98.17                      | 3373                     | 3.98 DEA<br>96.01 H <sub>2</sub> O<br>0.01 CO <sub>2</sub>   |

Dari Tabel 4.1 dan Tabel 4.2 dapat dilihat bahwa *input stream* 5 yang merupakan aliran dari *heat exchanger* 106-C mengalami penurunan *mass flow rate* pada kondisi aktual. Dimana *mass flow rate* pada kondisi aktual mengalami penurunan

sebesar 0,58 %. Hal itu disebabkan oleh kondisi operasi dari LTS yang mengakibatkan *mass flow rate* tidak mencapai keadaan desain awal. Berdasarkan *input stream* pada kondisi desain yang masuk pada aliran *tube heat exchanger* 106-C, suhu masuk sebesar 129,7 °C dan suhu keluar sebesar 98,39 °C . Sehingga selisih suhu *inlet* dengan suhu *outlet stream* yang menuju *raw gas separator* tersebut sebesar 31,31 °C. Sedangkan pada kondisi aktual, suhu masuk sebesar 124,9 °C dan suhu keluar sebesar 92,85 °C. Sehingga selisih suhu *inlet* dan suhu *outlet stream* sebesar 32,05 °C. Nilai selisih suhu yang didapat tersebut menunjukkan bahwa selisih suhu pada kondisi aktual lebih besar 2,3 % daripada kondisi desain. Kenaikan nilai tersebut dipengaruhi *mass flow rate* yang turun sehingga selisih suhu dari kondisi aktual tidak lagi sama dengan kondisi awal.

Untuk *input stream* lainnya yaitu 12 (dari 109-C) dan 13 (dari 132-F), tidak ada perubahan yang signifikan pada suhu dan *pressure*. Hal itu dipengaruhi oleh proses sebelumnya pada kolom *stripper* yang diatur sedemikian rupa agar suhu dan *pressure* tidak mengalami perubahan yang terlalu banyak. Nilai suhu pada *input stream* 12 berada pada nilai 95,23 °C pada kondisi desain maupun kondisi aktual. Nilai suhu pada *input stream* 13 berada pada nilai 98,17 °C juga pada kondisi desain maupun kondisi aktual. Untuk *mass flow rate* dari *input stream* 12 ada sedikit penurunan dari kondisi awal yaitu sebesar 0,065 %. Sedangkan *mass flow rate* dari *input stream* 13 tidak berubah antara kondisi desain dan aktual. *Mass flow rate* pada *input stream* 13 sebesar 1.478.000 kg/hr.

Dalam melakukan analisis kinerja dari kolom absorber, tidak hanya melihat *input stream* pada kolom namun juga melihat *output stream* agar dapat diketahui performansi dari proses *CO<sub>2</sub> Removal* yang terjadi didalam kolom *absorber*. *Output stream* pada kolom *absorber* berupa fasa gas dan fasa liquid. Berikut hasil perbandingan *output stream* yang didapat setelah dilakukan simulasi pada *Hysys*:

Tabel 4.3 *Output Stream Kolom Absorber (Desain)*

| <i>Stream</i> | <i>Mass Flow (kg/hr)</i> | <i>Temperature (°C)</i> | <i>Pressure (kPa)</i> | <i>Fraction Mole (%)</i>  |
|---------------|--------------------------|-------------------------|-----------------------|---|
| 6             | 50140                    | 95.25                   | 3223                  | 0.25 CH <sub>4</sub><br>1.26 CO <sub>2</sub><br>2.54 H <sub>2</sub> O<br>0.31 CO<br>0.24 Ar<br>25.76 N <sub>2</sub><br>69.64 H <sub>2</sub> |
| 8             | 1783602                  | 95.36                   | 3223                  | 0.05 CO <sub>2</sub><br>95.93 H <sub>2</sub> O<br>3.97 DEA<br>0.04 H <sub>2</sub><br>0.01 N <sub>2</sub>                                    |

Tabel 4.4 *Output Stream Kolom Absorber (Aktual)*

| <i>Stream</i> | <i>Mass Flow (kg/hr)</i> | <i>Temperature (°C)</i> | <i>Pressure (kPa)</i> | <i>Fraction Mole (%)</i>  |
|---------------|--------------------------|-------------------------|-----------------------|---|
| 6             | 50140                    | 95.25                   | 3223                  | 0.25 CH <sub>4</sub><br>1.26 CO <sub>2</sub><br>2.54 H <sub>2</sub> O<br>0.31 CO<br>0.24 Ar<br>25.76 N <sub>2</sub><br>69.64 H <sub>2</sub> |
| 8             | 1782660                  | 95.36                   | 3223                  | 0.05 CO <sub>2</sub><br>95.93 H <sub>2</sub> O<br>3.97 DEA<br>0.04 H <sub>2</sub><br>0.01 N <sub>2</sub>                                    |

Dari Tabel 4.3 dan 4.4, kondisi desain dan kondisi aktual mengalami perubahan pada nilai *mass flow rate*. *Mass flow rate* yang keluar dari kolom *absorber* mengalami penurunan 0,05%. Walaupun terjadi penurunan *mass flow rate* pada kolom, fraksi mol yang lewat melalui *bottom outlet* maupun *top outlet* tidak mengalami perubahan. Begitu juga dengan *pressure* dan suhu yang keluar dari kolom tetap sama dengan kondisi desain. Dimana suhu dan *pressure* dikendalikan agar tetap pada angka tersebut. Hasil *output* kolom yang mempunyai perubahan relatif

kecil seperti itu dapat diartikan bahwa kinerja dari kolom *absorber* tidak dipengaruhi oleh kinerja peralatan penukar panas sehingga bisa diabaikan.

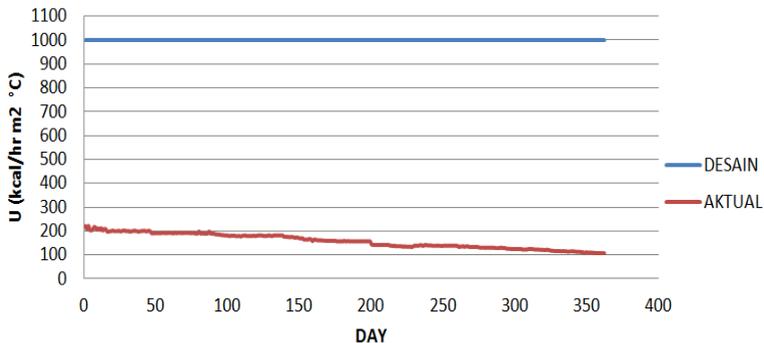
#### 4.4 Analisis Kinerja *Heat Exchanger*

Penurunan *mass flow rate* yang tidak sesuai dengan kondisi operasi awal menyebabkan selisih suhu *inlet* dan suhu *outlet* mengalami perubahan. Kinerja *heat exchanger* dilihat dari nilai koefisien perpindahan panas dan laju perpindahan panas pada tiap-tiap *heat exchanger*. Berikut analisis kinerja penukar panas berdasarkan hasil dari simulasi *Hysys*.

##### 4.4.1 Koefisien Perpindahan Panas

Hasil dari simulasi menggunakan data aktual dapat dilihat pada grafik seperti berikut.

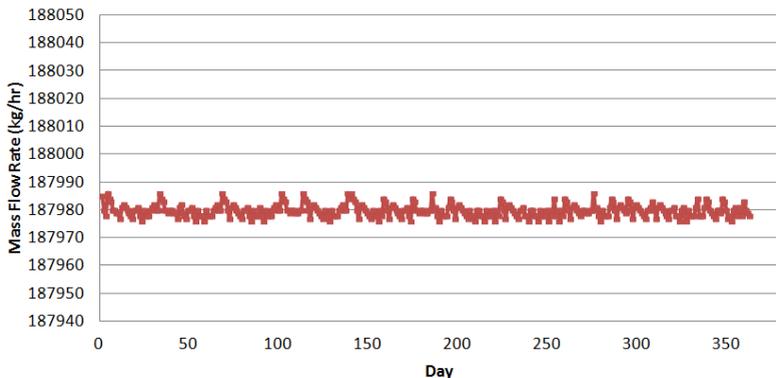
##### ➤ *Heat Exchanger 106-C*



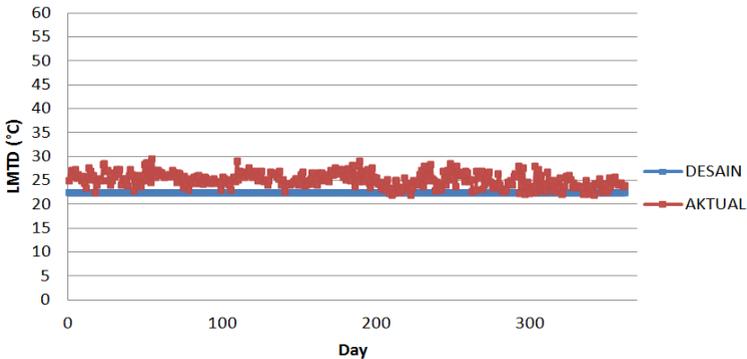
**Gambar 4.2** Koefisien Perpindahan Panas 106-C

Nilai koefisien perpindahan panas penukar panas 106-C bisa dilihat pada Gambar 4.2. Dengan data desain, nilai koefisien perpindahan panas sebesar 1000 kcal/hr °C. Sedangkan nilai koefisien perpindahan panas kondisi aktual mencapai nilai sebesar 222,83 kcal/hr °C dan terus menurun mencapai 107,34 kcal/hr °C. Penurunan nilai koefisien perpindahan panas tersebut

dapat disebabkan oleh faktor pengotor atau *fouling* pada penukar panas tersebut. Penurunan koefisien perpindahan panas pada penukar panas 106-C karena faktor pengotor menyebabkan nilai LMTD akan naik dan menurunkan nilai laju perpindahan panas yang terjadi antara sisi *tube* dan sisi *shell* dari penukar panas. Selisih antara kondisi desain dan aktual yang cukup besar disebabkan oleh suhu *process gas* kondisi aktual yang tidak sesuai dengan kondisi desain. Suhu *process gas* yang berasal dari *low temperature shift converter* pada kondisi aktual berkisar diantara 180-185 °C. Sedangkan suhu dari kondisi desain awal sebesar 212.7 °C sehingga dengan perbedaan suhu *process gas* yang mencapai 32,7 °C dapat menyebabkan nilai koefisien perpindahan panas mempunyai selisih yang agak besar dari kondisi desain. Selain faktor suhu, selisih koefisien perpindahan panas yang berbeda dari kondisi desain dipengaruhi oleh *mass flow rate* yang dialirkan. Pada Gambar 4.3, *mass flow rate* yang masuk pada penukar panas 106-C tidak lagi sesuai dengan kondisi desain dimana nilai *mass flow rate* menurun di kisaran 187978 kg/hr namun trend *mass flow rate* tersebut relatif stabil selama 360 hari karena adanya sistem pengendalian *flow* pada proses sebelumnya yaitu proses konversi karbonmonoksida menjadi karbondioksida dalam suhu rendah di *Low Temperature Shift Converter*.



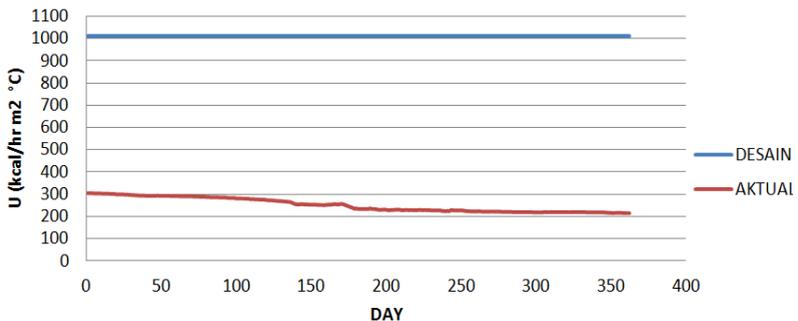
**Gambar 4.3** *Mass Flow Rate* 106-C



**Gambar 4.4** LMTD 106-C

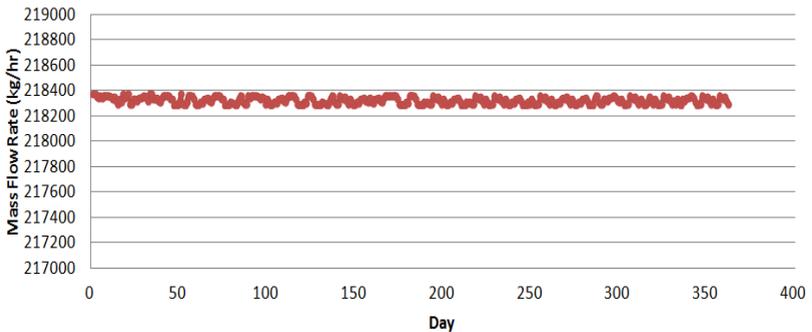
Pada Gambar 4.4 dapat dilihat bahwa nilai LMTD alat penukar panas 106-C mengalami fluktuatif dan relatif meningkat dari kondisi operasi awal. Naiknya nilai tersebut dipengaruhi suhu inlet yang masuk ke penukar panas 106-C sudah berada dibawah *setpoint* suhu awal desain. Suhu inlet yang turun dari kondisi awal menyebabkan alat penukar panas harus bekerja optimal untuk memenuhi suhu yang diinginkan. Karena adanya penurunan nilai koefisien perpindahan panas, maka LMTD meningkat dari kondisi awal.

#### ➤ *Heat Exchanger 109-C*



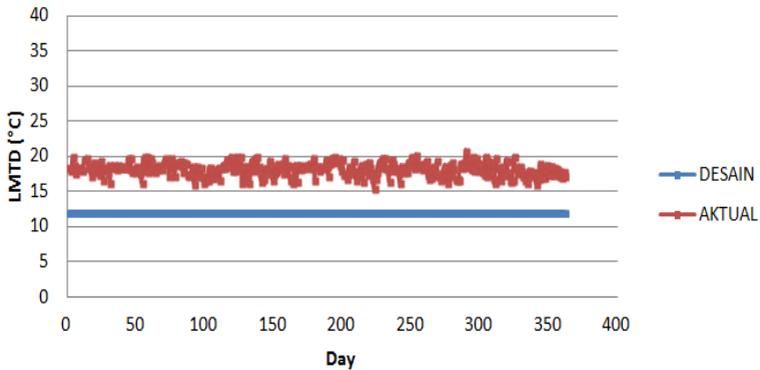
**Gambar 4.5** Koefisien Perpindahan Panas 109-C

Untuk alat penukar panas 109-C, merupakan alat yang melakukan kerja sebagai penurun suhu *mass flow* dari kolom *stripper* untuk dialirkan menuju kolom *absorber*. Dimana suhu pada kolom *absorber* diharuskan untuk lebih dingin agar proses absorpsi CO<sub>2</sub> dapat bekerja dengan sempurna. Koefisien perpindahan panas kondisi desain dari alat penukar panas 109-C sebesar 1010 kcal/hr °C . Berdasarkan simulasi pada *Hysys* yang dapat dilihat pada Gambar 4.5, grafik koefisien perpindahan panas alat penukar panas 109-C mengalami penurunan dalam rentang satu tahun dimana nilai U terendah mencapai 214,34 kcal/hr °C. Nilai koefisien perpindahan panas menurun dikarenakan faktor pengotor atau *fouling* yang terdapat pada alat penukar panas tersebut.



**Gambar 4.6** *Mass Flow Rate* 109-C

Pada Gambar 4.6 merupakan grafik *mass flow rate* pada saat kondisi desain awal dan kondisi aktual pada penukar panas 109-C. Dari Gambar 4.6 tersebut dapat diketahui bahwa *mass flow rate* pada saat kondisi aktual mengalami penurunan dari kondisi operasi awal namun tidak terlalu signifikan sehingga dianggap tidak mempengaruhi proses selanjutnya yaitu proses pada kolom *absorber*. *Mass flow rate* cenderung konstan dan tidak tampak mengalami tingkat fluktuatif yang tinggi.



**Gambar 4.7** LMTD 109-C

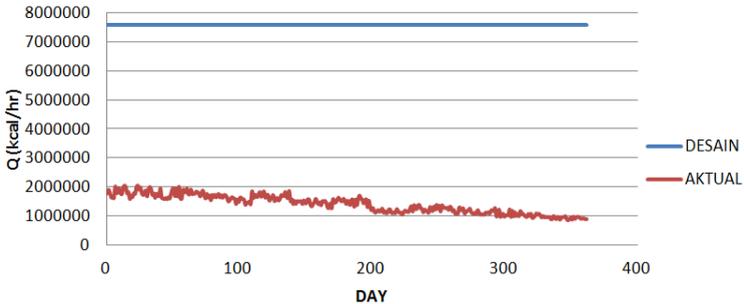
Faktor pengotor menyebabkan kinerja penukar panas 109-C tidak maksimal dan menyebabkan nilai LMTD mengalami kenaikan. Pada Gambar 4.7, merupakan grafik dari LMTD pada penukar panas 109-C dimana LMTD kondisi aktual meningkat dari kondisi operasi awal. Kenaikan LMTD pada saat kondisi aktual juga mengakibatkan nilai laju perpindahan panas pada penukar panas 109-C menurun. Kenaikan nilai LMTD dapat diartikan perpindahan panas pada penukar panas tidak begitu baik sehingga suhu yang ditransfer antara sisi *shell* dan sisi *tube* tidak sesuai dengan kondisi awal.

#### 4.4.2 Laju Perpindahan Panas

Selain koefisien perpindahan panas, hasil simulasi kondisi operasi aktual menggunakan *Hysys* juga mendapatkan nilai perpindahan panas yang terjadi pada alat penukar panas tersebut. Nilai *Q* merupakan representasi dari seberapa tinggi beban kerja yang dilakukan oleh penukar panas. Dengan mengetahui nilai *Q* yang dihasilkan, kinerja dari penukar panas akan bisa dilihat seiring waktu operasi yang berjalan. Perubahan suhu dan *mass flow rate* akan mempengaruhi kinerja dari peralatan yang lainnya. Karena fungsi dari *heat exchanger* 106-C dan 109-C yang menjadi pendingin aliran fluida maka suhu *outlet*

sisi *tube* dari penukar panas 106-C dan 109-C diharuskan menurun agar bisa memenuhi spesifikasi yang diminta oleh kolom *absorber*.

### ➤ *Heat Exchanger 106-C*



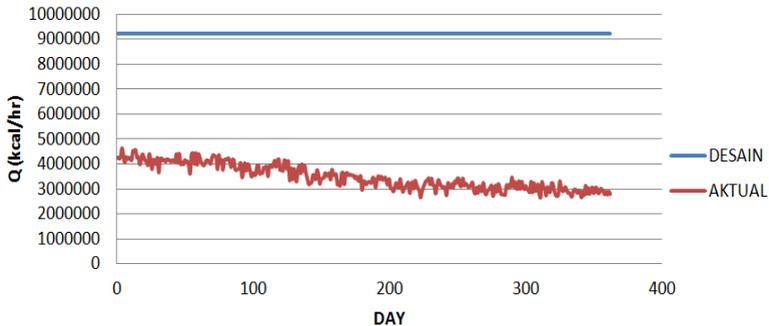
**Gambar 4.8** Laju Perpindahan Panas 106-C

Penurunan nilai laju perpindahan panas terjadi pada alat penukar panas 106-C. Penurunan nilai laju perpindahan panas yang terjadi pada 106-C tersebut dikarenakan alat penukar panas tersebut saling berkaitan dengan kinerja *heat exchanger* sebelumnya. Laju perpindahan panas 106-C yang dapat dilihat pada Gambar 4.8 menunjukkan penurunan terendah sebesar 897370,89 kcal/hr. Laju perpindahan panas dipengaruhi oleh koefisien perpindahan panas dan nilai LMTD.

Penurunan laju perpindahan panas pada penukar panas 106-C disebabkan karena adanya penurunan nilai koefisien perpindahan panas pada penukar panas 109-C sehingga membuat nilai LMTD meningkat dari kondisi awal. Hubungan antara koefisien perpindahan panas dan laju perpindahan panas adalah berbanding lurus dimana ketika koefisien perpindahan panas pada penukar panas mengalami penurunan maka laju perpindahan panas antara dinding *tube* dan dinding *shell* tidak akan optimal. tidak optimalnya perpindahan panas antara dinding *tube* dan dinding *shell* akan memperbesar perbedaan suhu rata-rata pada *outlet* penukar panas. Kenaikan LMTD dan penurunan laju

perpindahan panas yang terjadi dapat disebabkan oleh faktor pengotor yang ada pada penukar panas.

#### ➤ *Heat Exchanger 109-C*



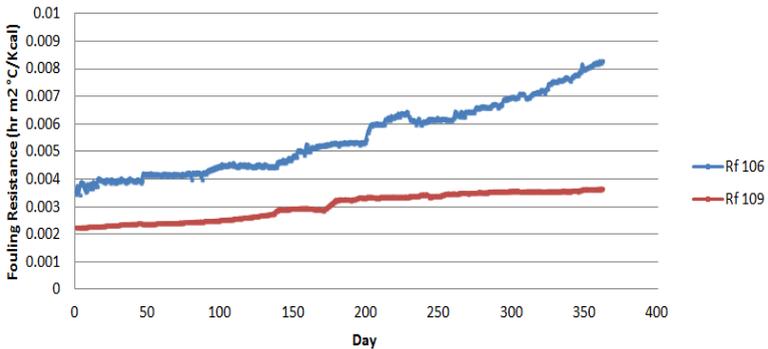
**Gambar 4.9** Laju Perpindahan Panas 109-C

Karena terjadinya penurunan nilai laju perpindahan panas pada penukar panas yang mempunyai aliran *process gas* dari *low temperature shift converter*, alat penukar panas 109-C yang bekerja untuk mendinginkan *temperature* dari kolom *stripper* juga mengalami penurunan pada laju perpindahan panas. Pada Gambar 4.9 dapat dilihat bahwa kinerja dari penukar panas 109-C tersebut mengalami *trend* penurunan dan mencapai nilai 2.811.288,84 kcal/hr. Berdasarkan Gambar 4.5 dimana nilai koefisien perpindahan panas pada penukar panas 109-C mengalami penurunan, maka laju perpindahan panas pada 109-C juga akan mengalami penurunan sedangkan nilai LMTD mengalami kenaikan. Kinerja penukar panas yang tidak maksimal disebabkan *fouling* yang terdapat pada penukar panas jenis *shell and tube* tersebut sehingga proses transfer panas antara *shell side* dan *tube side* terhambat.

#### 4.4.3 *Fouling Resistance*

Penurunan nilai koefisien perpindahan panas dan nilai laju perpindahan panas pada penukar panas 106-C dan 109-C menyebabkan suhu *outlet* dari fluida yang mengalir tidak mampu

mencapai nilai yang diinginkan. Padahal *mass flow rate* cenderung tidak fluktuatif walaupun sudah turun dari kondisi desain awal. Hal tersebut merupakan akibat adanya faktor pengotor pada dinding-dinding alat penukar panas. Berdasarkan kondisi desain awal, *fouling resistance* untuk alat penukar panas 106-C dan 109-C sebesar  $0,0002 \text{ hr}\cdot\text{m}^2 \text{ }^\circ\text{C}/\text{Kcal}$ . Setelah dilakukan perhitungan dengan menggunakan persamaan 2.3, didapatkan hasil *fouling resistance* yang dapat dilihat pada Gambar 4.10 berikut:



**Gambar 4.10** *Fouling Resistance*

Pada Gambar 4.10 dapat dilihat bahwa *fouling resistance* pada alat penukar panas 106-C dan 109-C mengalami kenaikan yang cukup tinggi. Untuk alat penukar panas 106-C mencapai nilai *fouling resistance* sebesar  $0,00832 \text{ hr}\cdot\text{m}^2 \text{ }^\circ\text{C}/\text{Kcal}$  dan alat penukar panas 109-C mencapai nilai *fouling resistance* sebesar  $0,00368 \text{ hr}\cdot\text{m}^2 \text{ }^\circ\text{C}/\text{Kcal}$ . Dari hasil tersebut dapat diketahui bahwa menurunnya nilai koefisien perpindahan panas dan nilai laju perpindahan panas dari kedua alat penukar panas disebabkan adanya *fouling*. Dengan semakin meningkatnya *fouling resistance* pada alat penukar panas 106-C maupun 109-C, mengakibatkan koefisien perpindahan panas semakin menurun. Menurunnya koefisien perpindahan panas

tersebut memberi pengaruh terhadap laju perpindahan panas yang terjadi antara fluida di sisi *tube* dan sisi *shell*.

#### **4.5 Rekomendasi Peningkatan Kinerja Proses $CO_2$ Removal**

Dengan tujuan menghilangkan kadar gas impuritas pada aliran *process gas*, kolom *absorber* harus menghilangkan kadar karbondioksida mencapai angka 0,06 %. Dari simulasi pada *Aspen Hysys* dengan menggunakan *diethanolamine*, didapatkan penghilangan kadar  $CO_2$  pada kolom *absorber* hanya mencapai nilai 1,26 %. Hal itu dipengaruhi *mass flow rate* yang masuk ke dalam kolom dan juga jenis dari *solvent* yang digunakan untuk proses absorpsi. Oleh karena itu untuk proses absorpsi pada kolom *absorber* tersebut harus menggunakan *solvent* jenis *potassium carbonate* agar lebih optimal.

Dengan penurunan kinerja pada penukar panas 106-C dan 109-C, mengakibatkan kondisi operasi yang berjalan tidak akan optimal. Penurunan laju perpindahan panas juga akan berpengaruh kepada banyaknya jumlah fasa *liquid* dan fasa *vapour* pada *process gas*. Walaupun penurunan kinerja penukar panas tidak terlalu mempengaruhi proses di dalam kolom *absorber*, tetapi diharapkan kinerja penukar panas tetap dijaga untuk bekerja optimal dengan menaikkan nilai *temperature* dan *mass flow rate* sesuai kondisi operasi awal.

Penurunan kinerja yang terjadi pada penukar panas 106-C dan 109-C juga disebabkan oleh faktor pengotor atau *fouling*. Hal tersebut dapat diketahui karena menurunnya koefisien perpindahan panas tidak diikuti dengan penurunan *mass flow rate*. *Mass flow rate* yang mengalir pada penukar panas cenderung konstan dan tidak mengalami fluktuatif yang terlalu besar. *Faktor* pengotor tersebut harus dibersihkan agar penukar panas bisa bekerja secara optimal dalam melakukan fungsinya. Proses pembersihan pada alat penukar panas yang dilakukan terjadwal akan memberi pengaruh terhadap kinerja dari penukar panas tersebut. Oleh karena itu untuk meningkatkan kinerja *heat exchanger* harus ditentukan jadwal pembersihan secara berkala dengan jadwal yang lebih cepat dari jadwal sebelumnya. Dengan

melakukan pembersihan pada alat penukar panas tersebut, diharapkan selisih suhu aktual tidak mengalami perubahan yang terlalu jauh dari kondisi desain. Dari faktor *fouling resistance* 106-C dan 109-C, dapat diketahui bahwa *heat exchanger* yang mempunyai nilai terbesar adalah 106-C sebesar  $0,00832 \text{ hr-m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/Kcal}$  sehingga untuk jadwal pembersihan pada *heat exchanger* 106-C harus lebih sering dilakukan.

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan penelitian dalam tugas akhir ini didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Telah dilakukan analisis kinerja proses *CO<sub>2</sub> removal* pada kolom *absorber* berdasarkan koefisien perpindahan panas (U) dan laju perpindahan panas (Q) pada *heat exchanger*. Kinerja *heat exchanger* 106-C mengalami penurunan dengan nilai U mencapai 107,34 kcal/hr °C dan nilai Q mencapai 897.370,89 kcal/hr. Begitu juga dengan kinerja *heat exchanger* 109-C dengan nilai U mencapai 214,34 kcal/hr °C dan nilai Q mencapai 2.811.288,84 kcal/hr.
2. Penurunan kinerja *heat exchanger* tidak mempengaruhi proses *CO<sub>2</sub> removal* pada kolom *absorber* karena relatif kecil sehingga dapat diabaikan. *Top outlet* dari kolom *absorber* yang mempunyai kandungan *CO<sub>2</sub>* 1,26% dipengaruhi oleh jenis *solvent* yang digunakan yaitu DEA (*diethanolamine*).
3. Peningkatan kinerja *heat exchanger* dapat dilakukan dengan menentukan jadwal pembersihan secara berkala untuk meminimalisasi faktor pengotor (*fouling*). Dari faktor *fouling resistance* 106-C dan 109-C, dapat diketahui bahwa *heat exchanger* yang mempunyai nilai terbesar adalah 106-C sebesar 0,00832 hr m<sup>2</sup>-°C/Kcal sehingga untuk pembersihan pada *heat exchanger* 106-C harus lebih sering dilakukan.

#### **5.2 Saran**

Adapun saran berdasarkan penelitian yang telah dilakukan untuk penelitian lebih lanjut adalah sebagai berikut :

1. Berdasarkan analisis kinerja proses *CO<sub>2</sub> removal* diharapkan adanya pengembangan dalam penelitian selanjutnya dengan melihat peluang penghematan energi.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



**LAMPIRAN B**  
**DATASHEET HEAT EXCHANGER**

| Item (TagNum)                                       | HE-106C   |                |                         |             |
|---|---|----------------|-------------------------|-------------|
|   | Shell Side (BFW)  |                | Tube Side (Process Gas) |             |
| Spec  |   |                |                         |             |
| Fluid qty (total) kg/hr                             | 91.952  |                | 188.778                 |             |
| Vapor(in/out) kg/hr                                 |   |                | 132.917                 | 132.917     |
| Liquid kg/hr  |   |                |                         |             |
| Steam kg/hr   |   |                | 11.739                  | 3.859       |
| Water kg/hr   | 91.952  | 91.952         | 44.122                  | 52.002      |
| Noncondensate (M/W) kg/hr                           |   |                |                         |             |
| Temperature (in/out) °C                             | 35  | 120            | 125                     | 53.3        |
| Density (Vapor/Liquid) kg/m <sup>3</sup>            |   |                | 15.36/939.7             | 16.42/954.0 |
| Viscosity (Vapor/Liquid)                            |   |                | 0.019/0.218             | 0.018/0.296 |
| Molecular Weight, Vapor                             |   |                | 15.68                   | 15.66       |
| Specific Heat (Vap/Liq) kcal/kg °c                  |   |                | 0.501/1.035             | 0.490/1.003 |
| Thermal Conductivity (Vap/Liq) kcal/mhr             |   |                | 0.079/0.593             | 0.080/0.596 |
| Hydrogen Partial Pressure KG/CM <sup>2</sup> A      |   |                | 18.5 (1)                | 19.2 (1)    |
| Inlet Pressure kg/cm                                | 5.3   |                | 32.3                    |             |
| Pressure drop Allow/calculated kg/cm <sup>2</sup> g | 0.35/0.35   |                | 0.30/0.30               |             |
| Fouling resistance hr m <sup>2</sup> °c/kcal        | 0.0001  |                | 0.0002                  |             |
| Heat Exchanged                                      | 7.840.000 kcal/hr MTD (Corrected)(Weighted) 22.4 (2) °c |                |                         |             |
| Transfer Rate                                       | 850 kcal/hr m <sup>2</sup> °c                           |                |                         |             |
| CONSTRUCTION OF ONE SHELL                           |   |                |                         |             |
| Design Pressure kg/cm <sup>2</sup> g                | 10.5  |                | 39.7                    |             |
| Design Temperature (max/min) °c                     | 200/-12   |                | 3                       |             |
| Connection size & rating                            | in  | 6" -150/RF     |                         | 20" -600/RF |
|   | out   | 6" -150/RF (5) |                         | 20" -600/RF |
|   |   |                |                         |             |

| Item (TagNum)                                       | HE-109C  |         |                               |         |
|---|--|---------|-------------------------------|---------|
| Spec  | HOT SIDE (Lean Benfield Solution)              |         | COLD SIDE (Low Pressure BF'W) |         |
| Fluid qty (total) kg/hr                             | 218.442  |         | 103.439                       |         |
| Vapor(in/out) kg/hr                                 |  |         | 132.917                       | 132.917 |
| Liquid kg/hr  |  |         |                               |         |
| Steam kg/hr   |  |         |                               |         |
| Water kg/hr   | 218.442  | 218.442 | 103.439                       | 103.439 |
| Noncondensate (M/W) kg/hr                           |  |         |                               |         |
| Temperature (in/out) °C                             | 126.1  | 70      | 35                            | 123.8   |
| Density (Vapor/Liquid) kg/m <sup>3</sup>            | 1.22   | 1.269   |                               |         |
| Viscosity (Vapor/Liquid)                            | 0.44   | 1.02    |                               |         |
| Molecular Weight,Vapor                              |  |         |                               |         |
| Specific Heat (Vap/Liq) kcal/kg °c                  | 0.762  | 0.748   |                               |         |
| Thermal Conductivity (Vap/Liq) kcal/mhr             | 0.498  | 0.488   |                               |         |
| Hydrogen Partial Pressure KG/CM <sup>2</sup> A      |  |         |                               |         |
| Inlet Pressure kg/cm                                | 1  |         | 5.3                           |         |
| Pressure drop Allow/calculated kg/cm <sup>2</sup> g | 0.49   |         | 1.057                         |         |
| Fouling resistance hr m <sup>2</sup> °C/kcal        | 80% Cleanliness Factor                         |         |                               |         |
| Heat Exchanged                                      | 9,220,000 kcal/hr MTD (Corrected)(Weighted) °c |         |                               |         |
| Transfer Rate                                       |  |         |                               |         |
| CONSTRUCTION OF ONE SHELL                           | HOT SIDE                                       |         | COLD SIDE                     |         |
| Design Pressure kg/cm <sup>2</sup> g                | 7  |         | 7                             |         |
| Design Temperature (max/min) °c                     | 150/-12  |         | 150/-12                       |         |
| Connection size & rating                            |  |         |                               |         |
|   |  |         |                               |         |
|   |  |         |                               |         |

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Haq, M. Faisal. 2012. **Optimasi Penyerapan H<sub>2</sub>S terhadap Perubahan Suhu Ambient dalam Amine Contactor dengan Metode Pemrograman Non Linear pada Industri Pengolahan Gas Alam di Gresik.** Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- [2] M. Ali Mohamed and I.A. Javed, 2010. *“Investigation of an Industrial Scale Absorption and Stripping of CO<sub>2</sub> in a Packed Column Using Aspen Plus”*. Department of Chemical Engineering, University of Bahrain.
- [3] Rochelle G, Hilliard M, Chen E, Oyenekan B, Dugas R, McLees J, Sexton A, Veawab A. 2005. *CO<sub>2</sub> Capture by Absorption with Potassium Carbonate*. University of Texas at Austin. USA.
- [4] Rochelle G. and Oyenekan B. 2006. *Alternative Stripper Configurations to Minimize Energy for CO<sub>2</sub> Capture*. University of Texas at Austin. USA.
- [5] Herzog, Howard J. 2000. *The Economics of CO<sub>2</sub> Separation and Capture*. Massachusetts Institute of Technology. USA.
- [6] G, B, Hawkins. *CO<sub>2</sub> Removal-Process Technology for Ammonia Plants*. GBH Enterprises, LTD.
- [7] Maloney, James. 2008. **Perry’s Chemical Engineer’s Handbook**. Eighth Edition.
- [8] Coulson. Richardson. *Chemical Engineering Design*. Vol. 6. Fourth Edition.
- [9] Smith, R., 2005. *Chemical Process Design and Integration*. McGraw-Hill. New York.
- [10] Iqlima, Fuqoha. 2012. **Perancangan dan Estimasi Biaya Unit Pemisahan Gas Asam Dengan Kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S Tinggi**. FT-UI, Depok.
- [11] Kothandaraman, Anusha. 2010. *Carbon Dioxide Capture by Chemical Absorption: A Solvent Comparison Study*. Massachusetts Institute of Technology. USA.

- [12] F. P. Incropera and D. P. DeWitt, 2002 “***Fundamentals of Heat and Mass Transfer***”, 6<sup>th</sup> Edition
- [13] Bartlett Dean. 1996. “***The Fundamentals of Heat Exchangers***”. American Institute of Physics
- [14] Shah, Ramesh K. Sekulic, Dusian P. 2003. “***Fundamentals of Heat Exchanger Design***”. New Jersey. USA
- [15] Cengel, Yunus A. 2003. “***Heat Transfer: A Practical Approach***”. University of Nevada. USA
- [16] Hamidah, Nur Laila. 2010. “***Analisa Kinerja Waste Heat Boiler dengan Metode Kesetimbangan Panas dan Massa di Pabrik 1 PT. Petrokimia Gresik***”. Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya
- [17] Holman, J. P. 1986. “***Heat Transfer***”. Southern Methodist University.
- [18] Biyanto, Totok R. 2012. “***Fouling Model for Optimization of Cleaning Schedule of Industrial Heat Exchanger Networks***”. Universiti Teknologi Petronas, Malaysia
- [19] Suganda, Sumitra W, 2013. “***Optimasi Jadwal Pembersihan pada Jaringan Penukar Panas Menggunakan Particle Swarm Optimization***”. Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya
- [20] *HYSYS Design Tutorial for CHEE470*, Queen’s University Department of Chemical Engineering, 2009.

## BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Surabaya, tanggal 9 September 1991. Penulis menempuh pendidikan formal di SMA Negeri 4 Surabaya pada tahun 2006. Setelah menyelesaikan pendidikan SMA, pada tahun 2009 penulis melanjutkan studi di Program Studi D3 Teknik Instrumentasi, Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya dan lulus pada tahun 2012. Pada tahun yang sama, penulis melanjutkan studi pada Program Sarjana di Jurusan Teknik Fisika Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya dan menyelesaikan studi tersebut pada tahun 2014. Apabila ada pertanyaan tentang tugas akhir ini, dapat menghubungi email [reviadikharisma@gmail.com](mailto:reviadikharisma@gmail.com).