

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

**Nama mahasiswa** : Nanda Dian Pratama  
**NRP** : 2412 105 013  
**Jurusan** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing 1** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D  
**Dosen Pembimbing 2** : Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes

**Abstrak**

Salah satu bahan untuk membuat pupuk urea di PT. Petrokimia adalah amoniak. Amoniak diproduksi melalui berbagai tahapan, salah satunya adalah tahapan pelepasan  $CO_2$  yang terjadi di kolom *stripper* dan menjadi salah satu komponen proses  $CO_2$  removal. Dalam proses pelepasan gas karbondioksida ini memerlukan banyak energi, energi dapat berasal dari pemanasan, pendinginan, atau *recovery*. Penggunaan energi ini dapat ditinjau dari komponen *heat exchanger*. *Heat exchanger* adalah komponen yang dimanfaatkan untuk memindahkan energi panas dari satu fluida ke fluida lainnya sehingga terjadi perubahan suhu pada kedua fluida. Untuk mengetahui seberapa besar perubahan kinerja maka dirancang simulasi untuk membandingkan kinerja pada kondisi desain dan kondisi aktual. Simulasi dijalankan memanfaatkan *software Aspen Hysys* dalam kondisi *steady state*. Hasil analisa pada kolom *stripper* menunjukkan perubahan yang tidak signifikan, sehingga analisa kinerja proses dapat dilakukan melalui kinerja *heat exchanger*. Kinerja dari alat penukar panas ini dapat ditinjau dari koefisien perpindahan panasnya (U). Hasil simulasi menunjukkan nilai U dari HE 111-C menurun menjadi 109.51 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. Nilai U HE 105-C menurun hingga 109.17 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. Nilai U HE 113-C menurun hingga 220.71 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. Pada HE 107-C nilai U menurun menjadi 411.75 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. Peningkatan kinerja dapat dilakukan melalui proses perawatan berupa pembersihan terhadap pengotor yang ada didalam *heat exchanger* secara berkala tiap satu tahun agar nilai U meningkat.

**Kata kunci** :  $CO_2$  removal, Kinerja plant, Energi

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

**Name of student** : Nanda Dian Pratama  
**NRP** : 2412 105 013  
**Departement** : Engineering Physics, FTI-ITS  
**Supervisor 1** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D  
**Supervisor 2** : Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes

**Abstract**

*Ammonia is one of the ingredients to compose urea fertilizer in PT. Petrokimia Gresik. Ammonia is produced through various phases, one of the process is CO<sub>2</sub> removal. There is stripping phase in CO<sub>2</sub> removal process, stripping of carbon dioxide gas requires a lot of energy, energy can be a heating, cooling, or recovery. Energy consumption can be evaluated from the heat exchanger. Heat exchanger is component used to transfer heat energy from one fluid to another fluid to increase or decrease the temperature of outlet fluid. To determine the performance change, a simulation designed to compare the performance of design conditions and actual conditions. This simulation built using Aspen Hysys and run in steady state conditions. An analysis of the stripper column showed no significant changes, so that the analysis of process performance can be determined through the heat exchangers performance. Heat exchanger performance can be evaluated by the heat transfer coefficient (U). The simulation results show the U value of HE 111-C decreased to 109.51 kcal / hr m<sup>2</sup> ° C. U value of HE 105-C decreased to 109.17 kcal / hr m<sup>2</sup> ° C. U value HE 113-C decreased to 220.71 kcal / hr m<sup>2</sup> ° C. And U value of HE 107-C decreased to 411.75 kcal / hr m<sup>2</sup> ° C. Maintenance of heat exchanger can increased the heat exchanger performance by clean the fouling resistance once a year. So that the heat transfer coefficient increased.*

**Key word** : CO<sub>2</sub> removal, Plant performance, Energy

## DAFTAR SIMBOL

Simbol	Deskripsi	Satuan
$Q$	Perpindahan Panas keseluruhan	kcal
$U$	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
$C_p$	Panas spesifik fluida	Kcal/kg °C
$m$	Massa Fluida	Kg/hr
$T_{h,in}$	Temperatur masuk fluida panas	°C
$T_{h,out}$	Temperatur keluar fluida panas	°C
$T_{c,in}$	Temperatur masuk fluida dingin	°C
$T_{c,out}$	Temperatur keluar fluida dingin	°C

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Sifat Fisika CO <sub>2</sub>	8
Tabel 4.1	<i>Input Dan Output Kolom Stripper</i> Kondisi Desain	33
Tabel 4.2	<i>Input Dan Output Kolom Stripper</i> Kondisi Aktual	34

## BAB II DASAR TEORI

### 2.1 Proses Pembentukan Amoniak

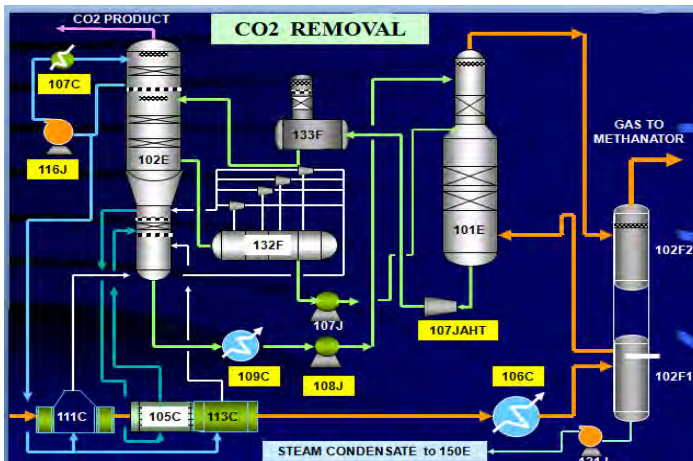
Amoniak adalah suatu fluida yang dihasilkan melalui beberapa tahapan proses. Fluida ini terdiri dari bahan dasar gas nitrogen dan hidrogen.

Berdasarkan *manual process* PT Petrokimia Gresik, amoniak dihasilkan dari reaksi antara  $H_2$  dan  $N_2$  dalam fase gas dengan rasio  $H_2/N_2 = 3 : 1$ . Gas  $H_2$  diperoleh dari reaksi gas bumi dengan steam, sedangkan  $N_2$  diperoleh dari udara bebas yang dimasukkan ke dalam sistem. Proses pembuatan amoniak terdiri dari beberapa tahap, yaitu:

1. Penyediaan gas sintesa
2. Pemurnian gas sintesa
3. Sintesa amoniak
4. Tahap refrigerasi
5. Purge gas recovery

Proses *CO<sub>2</sub> removal* adalah bagian dari proses pemurnian gas sintesa, proses ini dilakukan untuk memisahkan karbon dioksida dari zat yang lain agar karbon dioksida dapat digunakan untuk proses selanjutnya (PT. Petrokimia Gresik). Dalam sistem ini terdapat 4 *heat exchanger* utama, 111-C, 105-C, 113-C, dan 106-C. Keluaran dari LTS (*low temperature shift converter*) masuk ke dalam 111-C dengan suhu 212.7 °C dengan tekanan sebesar 33.2 kg/cm<sup>2</sup>g dan jumlah aliran sebanyak 188.778 kg/hr. Larutan yang masuk ke dalam 111-C ini mengandung  $H_2$ ,  $N_2$ , CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, argon, dan air. Setelah melewati bagian *tube* dari 111-C diharapkan suhu fluida turun menjadi 158.2 °C. Setelah melewati 111-C fluida dilewatkan 105-C, 113-C, dan 106-C. Dengan melewati keempat *heat exchanger* suhu fluida diharapkan mencapai 53.3 °C. Proses pendinginan ini tidak boleh diikuti dengan

penurunan tekanan, tekanan dijaga pada  $32.3 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ . Proses setelah melewati penukar panas adalah *gas separator*, didalam tabung pemisah ini fluida gas dan cair dipisahkan berdasarkan massa jenis. Fluida gas masuk ke dalam *absorber* dan fluida cair digunakan pada proses yang lain. Saat gas masuk kolom *absorber*, gas akan diikat menggunakan larutan *benfield*.

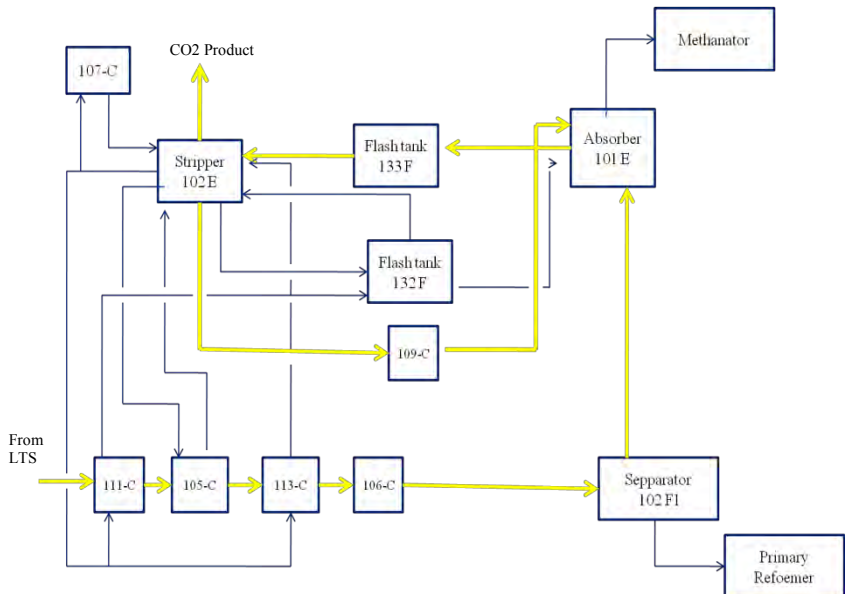


**Gambar 2.1** Process Flow Diagram  $\text{CO}_2$  removal,  
(sumber : PT. Petrokimia Gresik)

Larutan yang mengikat  $\text{CO}_2$  akan dialirkan menuju  $\text{CO}_2$  *stripper flashdrum* 133-F. Didalam *flash drum* tekanan diturunkan secara mendadak dengan teknik *flashing* (PT. Petrokimia Gresik). Akibatnya terjadi pembentukan uap air yang disebut *flash steam*. Setelah melewati *flashdrum*, larutan yang tekanannya berkurang, masuk kedalam *stripper*. Aliran dari *rich solution* mengalir ke  $\text{CO}_2$  *stripper* dibagian *flash zone* diatas *middle bed*. Sebagian  $\text{CO}_2$  yang sudah terpisah keluar lewat bagian atas kolom *stripper*. *Rich solution* mengalir kebawah melalui dua top bed dimana larutan tersebut akan bertemu dengan uap panas dari bagian bawah. Tujuannya agar

kandungan karbondioksida dalam campuran kembali terpisah karena berubah menjadi uap. Sedangkan pada bagian bawah kolom, larutan yang sudah dipisahkan dari campuran akan dialirkan menuju *heat exchanger* 109-C untuk diturunkan suhunya dan kembali menuju *absorber*.

*Lean solution* dikembalikan ke bagian *top* dari  $\text{CO}_2$  *absorber*. Sebagian besar larutan dikirim ke *semi lean solution flash tank*, uap panas yang terbawa akan melewati *flash tank ejector* dengan tujuan penurunan tekanan. *Ejector – ejector* tersebut menarik uap hasil *flashing* dari tiap *compartement* dan mengembalikannya ke  $\text{CO}_2$  *stripper* dibawah *intermediate draw off pan*. Larutan *semi lean* ditarik dari *compartement* terakhir oleh *semi lean pumps* dan dikembalikan ke  $\text{CO}_2$  *absorber* diantara *top dan center*. Setelah terpisah dari larutan penyerapnya, produksi  $\text{CO}_2$  didinginkan oleh kontak langsung *packing bed* dibagian *top*  $\text{CO}_2$  *stripper*.



**Gambar 2.2** Diagram Blok Proses  $\text{CO}_2$  Removal

Karbondioksida mempunyai berat molekul 44 gr/mol. Pada tekanan atmosfer  $\text{CO}_2$  berbentuk gas yang tidak berwarna, berbau dan berbasah lemah serta larut dalam air pada temperatur  $15^\circ\text{C}$  dengan perbandingan volume  $\text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O} = 1 : 1$ .  $\text{CO}_2$  tidak bersifat racun, akan tetapi dapat menimbulkan efek sesak dan mengganggu keseimbangan tubuh. Sifat fisika dari  $\text{CO}_2$  dapat dilihat pada tabel 2.1.

Tabel 2.1 Sifat Fisika  $\text{CO}_2$

Sifat	Nilai
Titik didih	$-57.5^\circ\text{C}$
Titik beku	$-78.4^\circ\text{C}$
Temperatur kritis	$38^\circ\text{C}$
Tekanan kritis	$0.6 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$
Panas peleburan	$1900 \text{ kal/mol}$
Panas penguapan	$6030 \text{ kal/mol}$

Sumber : *Perry's, 1996*

## 2.2 Komponen $\text{CO}_2$ Stripping

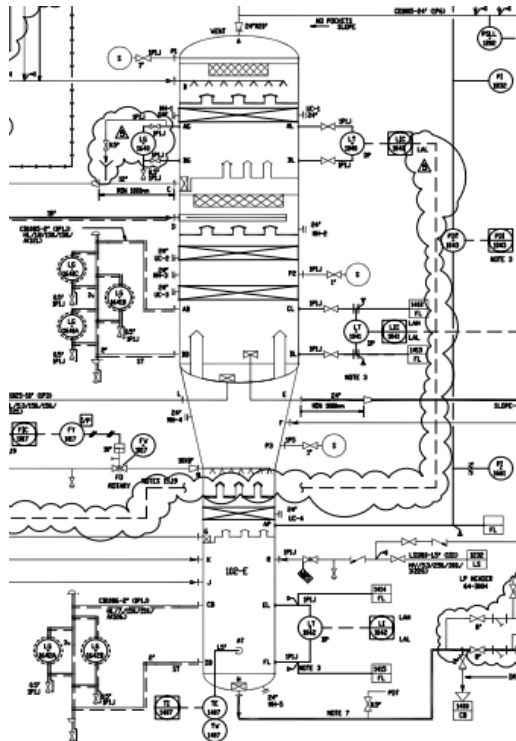
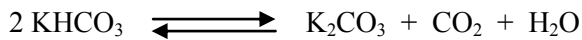
Dalam proses  $\text{CO}_2$  stripping, terdapat beberapa komponen utama, yaitu :

1.  $\text{CO}_2$  stripper, komponen ini berupa tangki dengan spesifikasi sebagai berikut :
  - Terdiri dari 4 bed dengan packing logam.
  - Dua bed yang ditengah dianggap sebagai satu bed.
  - Dibagian atas dan bawah tiap-tiap bed ada distributor dari cairan/vapor.
  - Dibagian bawah dari bed tengah dan bottom terdapat cawan tempat menampung jatuhnya cairan.
  - Dibagian top berisi tiga tray condensate dan talang penangkap cairan yang masih terikat pada gas yang keluar.

Dalam proses stripping, larutan  $\text{CO}_2$  akan dilepaskan dari solvent dengan proses bersuhu tinggi dengan tujuan zat yang



titik didihnya rendah akan berubah menjadi fasa *vapour* dan bisa naik menuju *top column*. Selain bekerja dalam suhu tinggi, *CO<sub>2</sub> stripper* juga bekerja dengan proses penurunan tekanan. Hal itu bertujuan agar proses pelepasan *CO<sub>2</sub>* bekerja cepat. Proses regenerasi *solvent* sangat dibutuhkan karena larutan yang terregenerasi tersebut digunakan untuk menyerap kembali karbondioksida yang tersisa pada *top section* kolom *absorber*. Berikut merupakan reaksi kimia proses regenerasi dengan larutan *benfield* :



Gambar 2.3 P&ID Kolom Stripper

2. *Stripper feed flash drum*

Tangki horizontal yang di atasnya terdapat tabung vertikal untuk memaksimalkan penyerapan gas CO<sub>2</sub> dari gas-gas lain (CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, dll) dengan *lean solution counter current flow*.

3. *Semi lean solution flash tank*

Sama seperti *stripper feed flash drum*, *flash tank* ini berbentuk horisontal yang didalamnya dibagi menjadi empat kompartemen. Tiap-tiap kompartemen terhubung dengan komponen *ejector* yang berfungsi untuk menurunkan tekanan uap yang ada di atas larutan tersebut.

4. *Lean solution/LP BFW exchanger (111-C)*

*Heat exchanger* ini mempunyai *lean benfield solution* pada sisi *shell* dan *demineralized water* dibagian *tube*.

5. *CO<sub>2</sub> stripper condensate reboiler*

Pada bagian *shell heat exchanger* ini berisi *condensate* dari *CO<sub>2</sub> stripper*, *condensate* ini akan dipanaskan oleh *process gas* yang ada dibagian *tube* sehingga akan berubah menjadi *steam* yang digunakan untuk proses *reboiler*.

6. *CO<sub>2</sub> stripper reboiler*

*Heat exchanger* ini berfungsi sebagai *reboiler* dengan bagian *shell* yang berisi *condensate* dari bagian *bottom stripper* yang dipanaskan oleh *tube* yang berisi *process gas*. Fungsi *reboiler* ini adalah memanaskan suhu larutan yang berada di *tray bottom* sehingga zat yang titik didihnya rendah akan menguap.

Berdasarkan teori operasi di PT. Petrokimia Gresik produk dari *CO<sub>2</sub> Stripper* ini adalah sebagai berikut :

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

- CO <sub>2</sub>	= 99,71 %	- CH <sub>4</sub>	= 0 %
- CO	= 0 %	- N <sub>2</sub>	= 0,02 %
- Ar	= 0 %	- H <sub>2</sub>	= 0,27 %

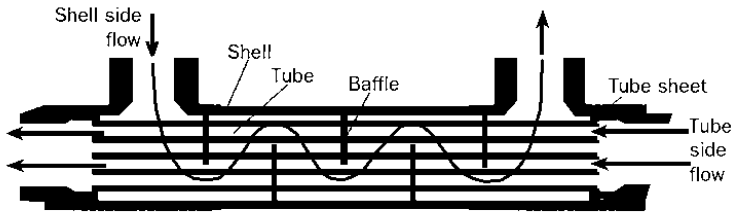
Secara ringkas, reaksi yang terjadi baik pada  $CO_2$  absorber maupun  $CO_2$  stripper adalah:

- Absorpsi :  $K_2CO_3 + CO_2 + H_2O \longrightarrow 2 KHCO_3$   
 $T = 70\ ^\circ C, P = 33\ kg/cm^2$  (kadar  $CO_2$  dalam gas 0,06%)
- Stripper :  $2 KHCO_3 \longrightarrow K_2CO_3 + CO_2 + H_2O$   
 $T = 35\ ^\circ C, P = 1,9\ kg/cm^2$  (kadar  $CO_2$  yang dihasilkan kemurniannya 99,71 %)

Kondisi yang dijelaskan tersebut dengan penggunaan larutan *benfield* sebagai *solvent*, pada tugas akhir ini dilakukan pendekatan dengan DEA sebagai larutan *solvent*.

### 2.3 Penukar Panas (*Heat Exchanger*)

Penggunaan komponen penukar panas untuk memindahkan energi panas dari satu fluida ke fluida lainnya sehingga terjadi perubahan suhu pada kedua fluida <sup>[4]</sup>. Penukar panas dirancang agar panas dari fluida satu ke fluida yang lainnya dapat berpindah secara efisien dengan menekan kemungkinan terjadinya *loss*. Pindahannya panas dari fluida satu ke fluida lainnya dapat terjadi secara kontak langsung, maupun tidak langsung. Terdapat beberapa tipe dari penukar panas yang dibedakan berdasar jenis dan ukuran, yaitu *shell and tube heat exchanger*, *coil heat exchanger*, dan *plate heat exchanger*. Dari tipe yang disebutkan, masing-masing tipe memiliki fungsi tersendiri tergantung metode perpindahan panas yang diterapkan. Jika dibandingkan diantara ketiganya, *heat exchanger* tipe *shell and tube* memiliki kemampuan tekanan yang lebih baik dibanding tipe *plate* dan lebih rendah dibanding tipe *coil* <sup>[4]</sup>.



**Gambar 2.4** *Shell and tube heat exchanger* <sup>[3]</sup>.

Kinerja atau performansi dari alat penukar panas dapat dihitung melalui tingkat perpindahan panas dari penukar panas tersebut. Menurut Incropera dan Dewitt (1981), efektivitas suatu heat exchanger didefinisikan sebagai perbandingan antara perpindahan panas yang diharapkan dengan perpindahan panas maksimum yang mungkin terjadi dalam heat exchanger tersebut<sup>[5]</sup>. Perpindahan panas dari tiap jenis *heat exchanger* dipengaruhi oleh koefisien perpindahan panas keseluruhan, luas area perpindahan panas dan *Log Mean Temperature Difference (LMTD)*. Untuk menghitung perpindahan panas dapat dilihat pada persamaan 2.1.

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

Keterangan:

- Q = *Heat Duty* (kcal/hr)
- U = Koefisien perpindahan panas (kcal/hr m<sup>2</sup> °C)
- A = *Heat Transfer Area* (m<sup>2</sup>)
- $\Delta T_{LM}$  = *Log Mean Temperature Difference* (°C)

Untuk menghitung nilai koefisien perpindahan panas (U), dapat dilakukan melalui hubungan empiris dari koefisien perpindahan panas lapisan film pada masing-masing sisi dan resistansi *fouling*<sup>[11]</sup>. Persamaan koefisien perpindahan panas adalah sebagai berikut :

$$\frac{1}{U} = \frac{d_o}{d_i h_i} + \frac{d_o R_{fi}}{d_i} + \frac{d_o \ln \left( \frac{d_o}{d_i} \right)}{2k_w} + R_{f,o} + \frac{1}{h_o} \dots \dots \dots (2.2)$$

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*

Untuk mengetahui resistansi *fouling* ( $R_f$ ), dapat dihitung melalui persamaan 2.3.

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

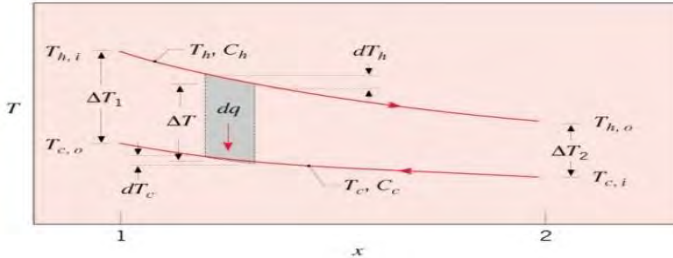
Dimana :  $R_f$  = Resistansi *fouling*  
 $U_a$  = Koefisien perpindahan panas aktual  
 $U_o$  = Koefisien perpindahan panas desain

### ➤ Counter Flow Heat Exchanger

*Counter flow heat exchanger* adalah jenis penukar panas yang memiliki arah aliran fluida berada saling sejajar, akan tetapi memiliki arah yang saling berlawanan. Desain ini menghasilkan efisiensi perpindahan panas yang paling baik diantara jenis *heat exchanger* yang lain. Hal ini disebabkan karena fluida dingin yang masuk ke dalam *heat exchanger* akan bertemu dengan fluida sumber panas yang akan keluar dari *heat exchanger*, dimana fluida ini sudah mengalami penurunan panas. Begitu pula pada sisi keluaran fluida yang dipanaskan, fluida dingin akan dipanaskan oleh

fluida sumber panas yang baru saja masuk ke *exchanger* tersebut.

Skema perpindahan panas dari jenis *heat exchanger* ini adalah sebagai berikut.



**Gambar 2.5** Skema Perpindahan Panas HE Counter Flow<sup>[5,8]</sup>

Untuk menghitung rata-rata selisih dari suhu yang masuk dan keluar pada *shell side* dan *tube side*, dapat dilakukan melalui perhitungan *LMTD*, *LMTD* ini diperlukan untuk menghitung banyaknya kalor yang berpindah.

*LMTD* atau *Log Mean Temperature Difference* adalah selisih suhu antara 2 fluida yang mengalir di dalam *heat exchanger* <sup>[6]</sup>. Dengan asumsi bahwa aliran pendingin mengalir dalam kondisi tunak (*steady state*), tidak ada kehilangan panas secara keseluruhan, tidak ada perubahan fase pendingin, maka nilai *LMTD* dapat dihitung menggunakan persamaan.

$$LMTD = \frac{(T_{h,in} - T_{c,out}) - (T_{h,out} - T_{c,in})}{\ln \left( \frac{T_{h,in} - T_{c,out}}{T_{h,out} - T_{c,in}} \right)} \dots\dots\dots (2.4)$$

Keterangan :

- $T_{h, in}$  = Temperatur fluida panas yang masuk
- $T_{c, in}$  = Temperatur fluida dingin yang masuk
- $T_{h, out}$  = Temperatur fluida panas yang keluar
- $T_{c, out}$  = Temperatur fluida dingin yang keluar

Untuk menganalisa kinerja dari simulasi penukar panas dapat dilakukan dengan menganalisa kesetimbangan energi pada kondisi *steady* <sup>[7]</sup>. Kondisi *steady* dijadikan acuan karena pada kondisi ini nilai dari masukan dan keluaran pada komponen tidak berubah terhadap waktu sehingga dapat diamati. Jika nilai U atau koefisien perpindahan keseluruhan tetap, tidak ada *heat loss*, dan perubahan energi kinetik diabaikan, maka persamaan 2.1 dapat digunakan untuk diintegrasikan secara analitik untuk aliran-searah atau aliran-lawan. Sehingga didapatkan kesetimbangan energi dengan persamaan berikut :

$$Q = m_c C_{p_c} \Delta T_c = m_h C_{p_h} \Delta T_h \dots\dots\dots(2.5)$$

Keterangan :

- Q = Heat Duty (kcal/hr)
- m = Massa Fluida (kg/hr)
- Cp = Panas spesifik dari fluida (kcal/kg °C)
- c = Dingin
- h = Panas

Suatu sistem membutuhkan energi untuk menjalankan proses, energi ini bisa dalam bentuk pemanasan, pendinginan, atau energi *recovery*. Dalam *heat exchanger* terjadi perpindahan energi dari satu fluida menuju fluida lainnya. Dalam pertukaran panas, tidak semua panas dapat berpindah menuju fluida lainnya, ada panas yang terbuang atau terhambat perpindahannya. Panas yang tidak berpindah ini yang mengindikasikan alat penukar panas mengalami penurunan kinerja. Kinerja dari alat penukar panas dapat ditinjau melalui koefisien perpindahan panasnya atau kemampuan memindahkan panas dari satu fluida menuju fluida lainnya.

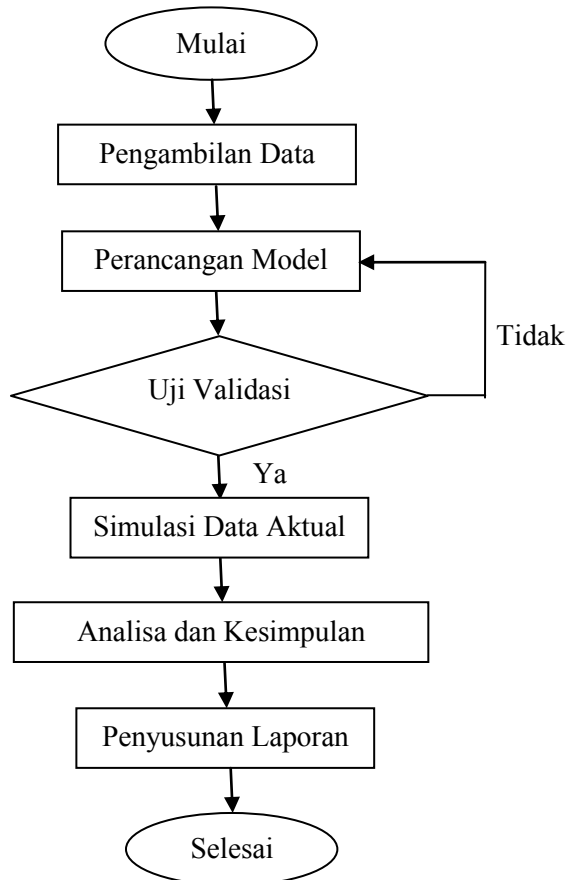
*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

### 3.1 Gambaran Umum

Berikut adalah *flowchart* penelitian yang dilakukan. Tahapan yang harus dilakukan agar tujuan dari tugas akhir ini tercapai adalah :



**Gambar 3.1** *Flowchart* Pengerjaan Tugas Akhir

Bab ini berisi tentang penjelasan mengenai tahap-tahap penelitian yang dilakukan. Tahap-tahap itu dilakukan untuk menjelaskan penelitian yang dilakukan. Tahapan penelitian ini adalah pengambilan data yang mencakup data desain dan data lapangan, perancangan model, uji validasi, simulasi dengan data aktual, dan analisa hasil. Penelitian yang akan dilakukan memanfaatkan *tools* berupa *software Aspen Hysys*. Perangkat lunak tersebut akan menggambarkan kondisi desain dan kondisi aktual dari *plant CO<sub>2</sub> removal*. Simulasi yang akan dijalankan dalam keadaan tunak atau *steady state*. Dengan kondisi tunak ini maka nilai dari variabel yang ada didalam proses tersebut tidak berubah terhadap waktu.

### **3.2 Metodologi**

Untuk meksanakan penelitian ini secara berurutan, maka perlu disusun metode yang saling berkaitan agar tujuan dari penelitian ini tercapai. Langkah-langkah tersebut adalah sebagai berikut.

#### **3.2.1 Pengambilan Data**

Langkah pertama dalam proses penelitian ini adalah pengambilan data. Data yang dimaksud adalah data desain dan data aktual dari masing-masing komponen yang ada dalam *plant CO<sub>2</sub> removal*. Data desain meliputi suhu, tekanan, jumlah aliran, komposisi, dan ukuran atau dimensi dari setiap komponen. Untuk data aktual, yang diambil adalah data dari *transmitter* yang terhubung dengan tatap muka dari DCS. Data aktual diambil dengan rentang waktu mulai April 2013 hingga April 2014.

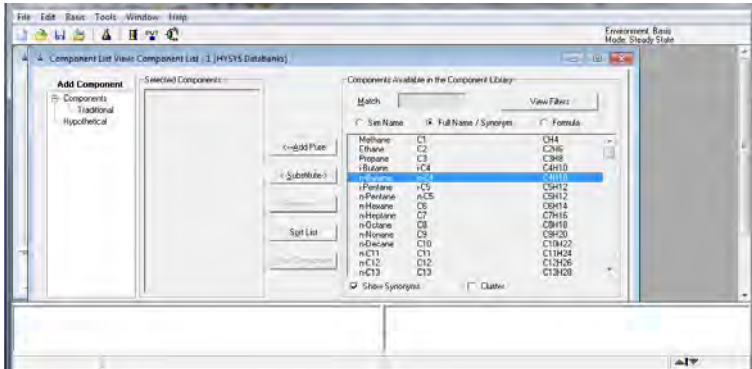
Data desain akan digunakan sebagai validasi simulasi yang akan dirancang, sebab simulasi dengan data desain adalah dasar untuk melakukan simulasi menggunakan data aktual. Maka perlu dilakukan validasi agar nilai hasil simulasi akurat.

### 3.2.2 Pemodelan

Setelah data yang dibutuhkan sudah didapat, langkah selanjutnya adalah perancangan model dengan bantuan *tools* yaitu *Hysys* yang dijelaskan pada sub bab 3.3. Perancangan model ini sesuai desain yang ada di *datasheet*, dalam hal ini adalah ukuran atau dimensi alat, besarnya variabel yang bekerja, dan komposisi fluida yang mengalir di dalamnya. Model yang akan dirancang adalah perangkat penukar panas atau *heat exchanger*, *separator*, *flash tank*, *pump*, *ejector*, dan kolom *stripper* dan *absorber*. Untuk merancang simulasi, terdapat beberapa tahapan yang harus dilakukan, tahapan-tahapan tersebut adalah :

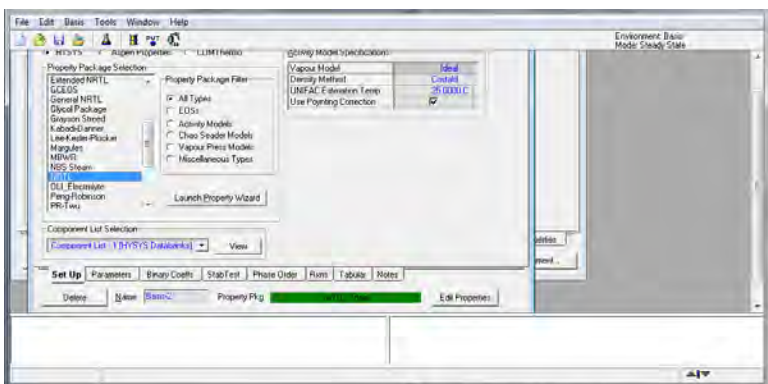
1. Memilih komponen yang ada didalam *plant*.
2. Memilih model termodinamika atau *fluid package*.
3. Menyusun *flowsheet* dari *plant*
4. Melakukan spesifikasi *properties* komposisi dan kondisi aliran.

Memilih komponen yang ada didalam sistem berdasarkan tujuan dari proses yang disimulasikan. Untuk simulasi proses *CO<sub>2</sub> removal* ini, komponen yang dipilih adalah metana, karbondioksida (CO<sub>2</sub>), nitrogen (N<sub>2</sub>), hidrogen (H<sub>2</sub>), argon (Ar), karbonmonoksida (CO), dan air (H<sub>2</sub>O).

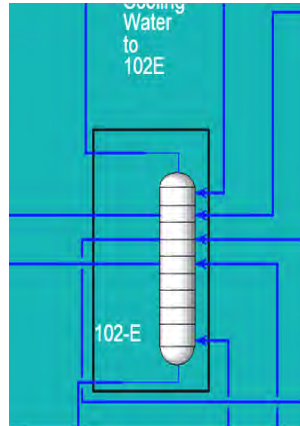


**Gambar 3.2** Tampilan Pemilihan Komponen

Pemilihan model termodinamika atau *fluid package*, berdasarkan proses yang akan dirancang. Untuk proses petrokimia, pembangkit listrik, dan migas memiliki model termodinamika yang berbeda. Pada simulasi petrokimia yang akan dirancang dalam penelitian ini menggunakan *fluid package* NRTL.

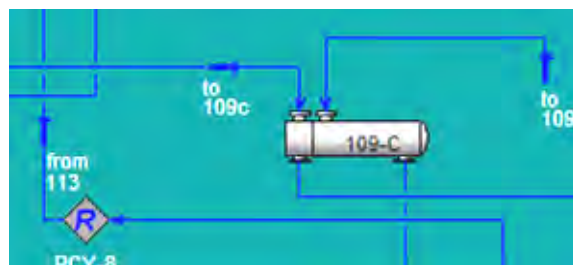


**Gambar 3.3** Tampilan Penentuan *Fluid Package*



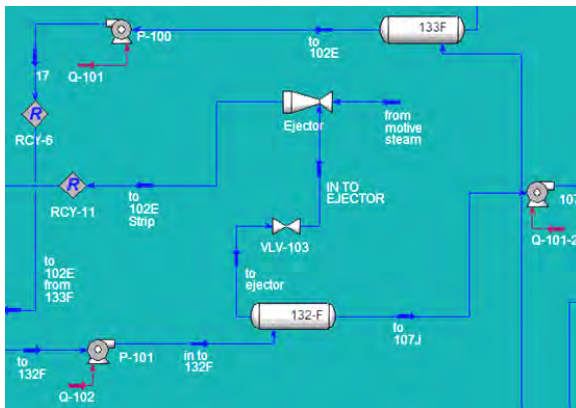
**Gambar 3.4** Desain Kolom Stripper

Kolom *stripper* memiliki 5 *input* dan 5 *output* stream, yang terdiri dari 1 *input top*, 1 *input bottom*, dan 3 *input optional*. Pembagian yang sama dengan stream *output stripper*. *Top input* adalah *cooling water*, *input tray 2* adalah *rich solution* dari *flash drum*, *input tray 3* adalah *vapour* dari *ejector*, *input bottom tray* adalah *stripping steam* dari *heat exchanger 113-C* dan *reboiler* dari *heat exchanger 105-C*. Pada bagian *output*, *top stream* adalah  $CO_2$  *product*, *tray 2* adalah *condensate*, *tray 3* adalah *semi lean solution*, *tray 4* *lean solution* untuk proses *reboiler*, *bottom stream* adalah *lean solution*.



**Gambar 3.5** Desain Penukar Panas Dalam Simulasi

Gambar 3.5 adalah model dari *heat exchanger*. Dalam memodelkan *heat exchanger* harus memerhatikan luas permukaan keseluruhan yang mengalami perpindahan panas, nilai koefisien perpindahan panas, banyaknya jumlah *tube*, dan banyaknya *pass* dari *shell*. Apabila tidak sesuai dengan data desain maka keluaran dari simulasi *heat exchanger* juga tidak akan sesuai.



**Gambar 3.6** Desain Separator, Pump, Ejector

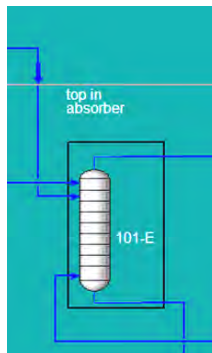
Desain *separator* harus menyesuaikan banyaknya *mass flow* dari fluida gas dan cair yang akan dipisahkan, oleh karena itu tekanan dan perbandingan kedua fluida harus diatur secara tepat pada *properties separator*.

Untuk mendesain pompa memerlukan *energy stream*, *energy stream* ini memerlukan *duty*, *duty* dari pompa harus menyamakan dengan data desain. Jika tidak sama maka pompa keluaran pompa tidak sesuai. Selain dari *duty*, *suction pressure* dan *discharge pressure* harus disamakan dengan data desain. Pada pompa tidak diperbolehkan adanya *vapour*.

*Ejector* adalah komponen untuk memaksimalkan pemisahan fluida gas dari fluida cair dengan cara melakukan *suction* dibagian *top* dari *flash tank*. Komponen ini

memerlukan *motive steam* yang diambil dari *shell heat exchanger*. Tidak diperbolehkan ada fluida cair pada komponen ini.

Selain heat exchanger, komponen lain yang disusun dalam pemodelan adalah kolom *stripper*, *absorber*, pompa, dan separator. Komponen-komponen tersebut dimodelkan berdasarkan data desain. Pemodelan yang dilakukan menyesuaikan variabel yang bekerja didalamnya seperti suhu, tekanan, dan mass flow. Selain itu juga menyesuaikan kondisi fisik dari komponen yang ada.



**Gambar 3.7** Desain Kolom *Absorber*

Kolom *absorber* didesain dengan 3 *tray*, tekanan pada *top* dan *bottom* harus didefinisikan sesuai dengan data desain. Suhu pada *top* dan *bottom* juga disesuaikan data desain. *Tray feed stream* dan *output stream* harus tepat. Pada *input tray 1* adalah *stream* dari pompa 107-J, *stream* ini berisi *lean solution*. Pada *tray 2* adalah *input* berupa *semi lean solution* dari pompa 108-J. *Bottom input* berupa *vapour* dari 102-F1. Untuk *output absorber* ini ada dua *stream*, pada *top* dan *bottom*. *Top output* adalah gas selain karbondioksida yang akan diolah menjadi metana. Pada *bottom out* adalah *rich solution*.

### 3.2.3 Simulasi Kondisi Aktual

Tahapan selanjutnya adalah memasukkan data aktual yang didapat kedalam model simulasi. Tujuan *running* dengan data aktual ini adalah melihat perbandingan nilai suhu, tekanan, laju aliran massa, dan komposisi dari kolom *stripper*. Selain itu juga dapat mengetahui koefisien perpindahan panas ( $U$ ) dari alat penukar panas atau *heat exchanger*.

Dengan melakukan simulasi kondisi aktual ini, dapat diketahui kualitas dan kuantitas produk jika diberi nilai masukan tertentu. Sehingga dapat diamati nilai yang sesuai agar dapat mencapai target produksi. Pada simulasi ini mengganti nilai masukan dilakukan melalui *worksheet* 111-C.

	from LTS	TD 105	24	to 113C
Vapour	1.0000	0.8778	0.0002	0.9818
Temperature [C]	180.9	155.5	102.2	177.4
Pressure [kPa]	337.3	335.7	135.9	133.0
Molar Flow [kgmole/h]	1.168e+004	1.168e+004	142.3	142.3
Mass Flow [t/h]	1.898e+005	1.888e+005	3.057e+004	3.057e+004
Std Ideal Gas Vol Flow [m3/h]	354.2	354.2	30.11	30.11
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.142e+005	-1.196e+005	-2.871e+005	-2.430e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	160.3	147.3	22.47	137.8
Heat Flow [kJ/h]	-1.334e+009	-1.397e+009	-4.086e+008	-3.489e+008

Gambar 3.8 Worksheet 111-C

Gambar 3.5 adalah tampilan *worksheet* dari *heat exchanger* 111-C, 111-C adalah komponen pertama pada proses  $CO_2$  removal. Keluaran dari *low temperature shift converter* menjadi *feed stream* 111-C, karena penelitian ini dibatasi pada  $CO_2$  removal plant, maka untuk mengatur masukan dilakukan melalui *heat exchanger* 111-C. Variabel



yang dirubah adalah suhu dan laju aliran massa. Komposisi dari *process gas* dalam fraksi massa adalah 0.0021 metana, 0.1386 karbondioksida, 0.2655 air, 0.0022 karbonmonoksida, 0.0019 argon, 0.1509 nitrogen, dan 0.4387 hidrogen. Komposisi gas ini dapat diberikan melalui *worksheet stream inlet* dari 111-C.

### 3.2.4 Analisa Desain dan Aktual

Tahapan selanjutnya adalah melakukan analisa terhadap hasil simulasi menggunakan data desain maupun data aktual. Terdapat 3 *input* dan 4 *output* yang berpengaruh pada kolom *stripper*. Masing-masing memiliki nilai laju aliran massa, suhu, dan tekanan yang berbeda. Dengan membandingkan kondisi desain dan aktual, akan diketahui perubahan yang terjadi.

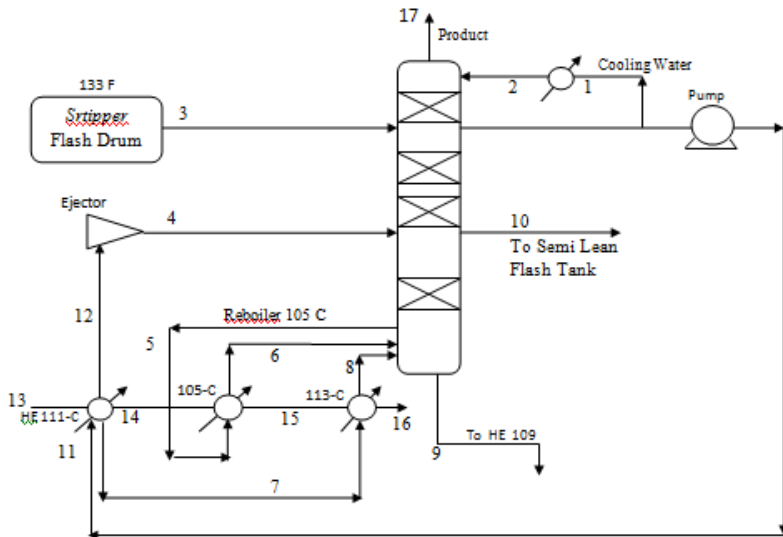
Analisa juga dilakukan pada alat penukar panas dengan tujuan mengetahui *trending* kinerja dari penukar panas selama periode yang ditentukan dan mengetahui perbandingan kinerja proses yang ditinjau dari penukar panasnya pada kondisi desain dan aktual. Dengan membandingkan nilai koefisien perpindahan panas dan laju perpindahan panas pada kondisi desain dan aktual, dapat ditarik kesimpulan kinerja proses.

Dengan informasi yang didapatkan dari hasil simulasi kondisi desain maupun kondisi aktual, nilai laju perpindahan panas melalui persamaan berikut.

$$Q = U A \Delta T_{LM} \dots\dots\dots(3.1)$$

Keterangan:

- Q = Heat Duty (kcal/hr)
- U = Koefisien perpindahan panas (kcal/hr m<sup>2</sup> °C)
- A = Heat Transfer Area (m<sup>2</sup>)
- $\Delta T_{LM}$  = Log Mean Temperature Difference (°C)



**Gambar 3.9** *Input Dan Output Pada Kolom Stripper*

### 3.3 *Steady State Simulation*

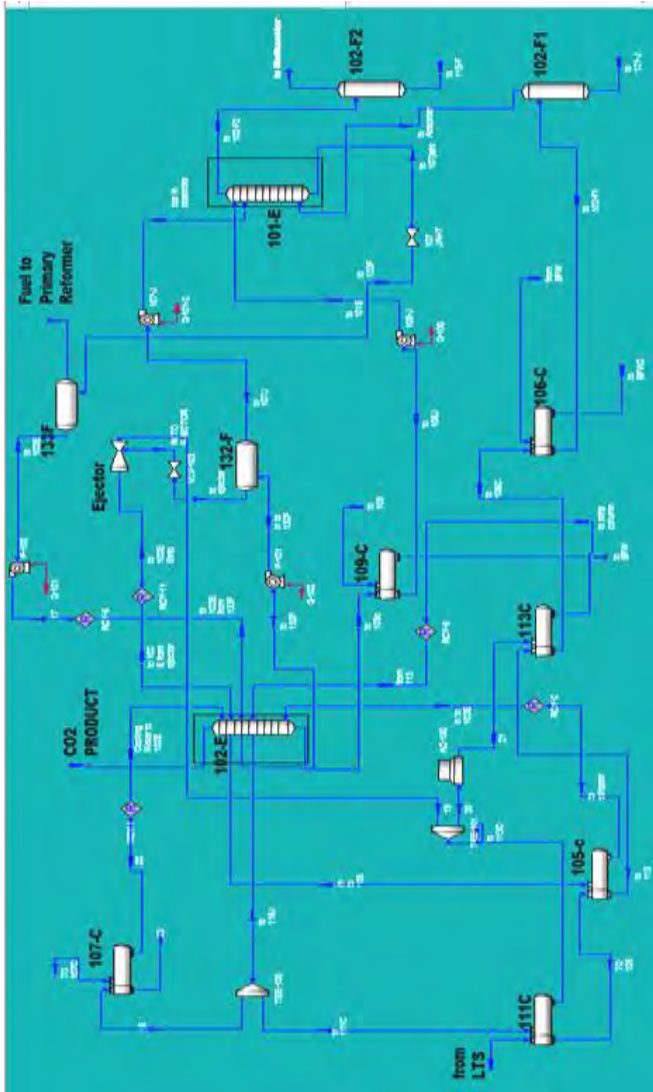
Dalam melakukan pemodelan, *tools* yang digunakan adalah *Hysys*. Berdasarkan *HYSYS design tutorial* dari *Queen's University*, *Hysys* adalah sebuah program yang dapat digunakan untuk mendesain *plant* (*HYSYS tutorial*). *Software* ini dapat digunakan untuk mendeskripsikan *physical properties* dari komponen, dapat memperkirakan nilai keluaran dari komponen seperti *heat exchanger*, dan memiliki *interface* yang interaktif.

*User* atau pengguna melakukan pemodelan dengan mendeskripsikan masukan berupa suhu, tekanan, dan laju aliran massa. Program dengan sendirinya akan memberikan keluaran sesuai parameter yang ditentukan. Pada awal penyusunan simulasi, diharuskan memilih jenis *fluid package*. *Fluid package* adalah terminologi dasar dari sebuah simulasi untuk mengolah data, termasuk didalamnya adalah

termodinamika, komponen yang sesuai. Proses yang disimulasikan menggunakan *fluid package NRTL (Non-Random Two Liquid)* dimana *fluid package* tersebut cocok digunakan dalam proses penyerapan kadar gas impuritas yang ada di industri petrokimia Setelah itu memilih komponen-komponen yang ada didalam proses.

Simulasi yang dirancang untuk penelitian ini adalah *steady state rate*. Metode ini adalah metode paling baik untuk mendapatkan nilai keluaran, dengan metode ini, desain fisik dari komponen ditentukan, *Hysys* akan menghitung nilai koefisien perpindahan panas (U) dan menghitung nilai keluaran suhu, laju aliran massa, dan tekanan.

*Steady state rate* tidak memerlukan pengendalian pada semua komponen, sebab nilai masukan maupun keluaran dari komponen tidak berubah terhadap waktu. Dengan metode ini, nilai keluaran mudah diamati.



Gambar 3.10 Simulasi CO<sub>2</sub> Removal Menggunakan Hysys

## **BAB IV**

### **HASIL DAN PEMBAHASAN**

Bab ini membahas hasil simulasi menggunakan bantuan *Hysys* dan pengolahan data yang didapat dari simulasi kondisi aktual. Kinerja kolom *stripper* yang ditinjau dari kinerja *heat exchanger*. Analisa dilakukan pada nilai koefisien perpindahan panas dari *heat exchanger*, laju perpindahan panas, suhu masukan dan keluaran, dan laju aliran massa. Karena parameter-parameter tersebut berpengaruh terhadap kinerja proses *CO<sub>2</sub> removal* di kolom *stripper*.

#### **4.1 Analisa Kondisi Desain**

Kondisi desain ini ditinjau dari *datasheet* masing-masing komponen. Desain dari kolom *stripper*, mencakup jumlah *tray* dalam satu kolom, tekanan pada bagian atas dan bawah, serta *inlet dan outlet stream* pada masing-masing *tray*. Tiap *tray* memiliki perbedaan fungsi masing-masing. Kolom *stripper* ini bekerja pada tekanan 1.01 kg/cm-g dan pada suhu 128 °C. Karena kolom ini berfungsi melepaskan CO<sub>2</sub> yang bersuhu rendah, maka pada *top packing bed* yang dialiri *cooling water*, harus dapat menurunkan suhu gas CO<sub>2</sub>.

Dalam proses pelepasan CO<sub>2</sub>, energi didapat melalui komponen penukar panas. Melalui *datasheet* dapat dilakukan pemodelan dari komponen *heat exchanger*, model tersebut dirancang sebagai dasar melakukan simulasi. Untuk membangun model yang dapat mewakili kondisi sesungguhnya atau dengan kata lain akurat, maka perlu adanya validasi. Validasi ini dilakukan dengan cara menjalankan simulasi menggunakan data desain. Hasil atau keluaran dari simulasi dengan data desain ini harus sama dengan *datasheet*. Kesamaan ini dalam hal perubahan suhu, panas yang berpindah (*Q*), koefisien perpindahan kalor (*U*), dan luas permukaan keseluruhan (*A*). Dengan membandingkan data

keluaran simulasi data desain dengan datasheet, dapat diketahui validasi dari model yang dirancang.

Dari keempat *heat exchanger* yang berpengaruh terhadap proses di kolom *stripper*, shell dari 105-C menjadi *stripper* reboiler dan shell 113-C menjadi condensate reboiler yang dialirkan menuju *bottom stripper*, dan shell 111-C menjadi *motive steam* untuk *stripper* sedangkan 107-C sebagai *CO<sub>2</sub> cooler*. Dari keempat *heat exchanger* tersebut, setelah dilakukan simulasi menggunakan *Hysys* diketahui bahwa nilai UA dari 111-C adalah 818100 kcal/hr m<sup>2</sup> °C, nilai UA dari HE 105-C adalah 970080 kcal/hr m<sup>2</sup> °C, nilai UA dari HE 113-C adalah 358275 kcal/hr m<sup>2</sup> °C dan nilai UA dari HE 107-C adalah 536400 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. Dari keempat *heat exchanger* ini yang memiliki nilai UA terbesar adalah HE 105-C, hal ini memungkinkan karena *heat exchanger* ini berfungsi sebagai *reboiler* dibagian *shell* nya, sehingga memerlukan koefisien perpindahan panas yang baik. Suhu masukan dan keluaran dari bagian *shell* dan *tube* digunakan untuk menghitung nilai *LMTD* (*log mean temperature difference*) seperti pada persamaan 2.4 di bab 2. Nilai *LMTD* ini digunakan untuk menghitung nilai laju perpindahan panas (Q) dengan persamaan 2.1 di bab 2.

Keempat *heat exchanger* ini memiliki pengaruh yang besar terhadap kinerja proses di kolom *stripper*. Energi dari proses *reboiler* berpengaruh terhadap proses pelepasan CO<sub>2</sub>, dimana penurunan koefisien perpindahan kalor dari *heat exchanger* mengurangi kinerja dari *heat exchanger* tersebut.

#### 4.2 Analisa Kondisi Aktual

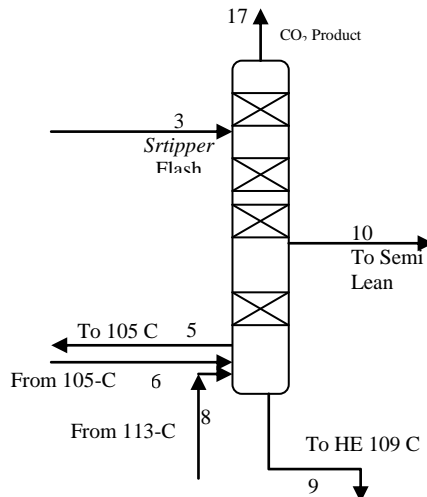
Kondisi aktual digambarkan melalui simulasi menggunakan data lapangan dalam rentang waktu April 2013 hingga April 2014. Rentang waktu ini dipilih karena diharapkan dengan lamanya waktu pengamatan, hasil simulasi memberikan *trending* dari nilai koefisien perpindahan panas (U) dan nilai laju perpindahan panas (Q). Simulasi data aktual

menggambarkan kondisi sistem jika diberi masukan nilai tertentu.

Didalam *tools* yang digunakan, yaitu *Aspen Hysys input* atau nilai masukan dari sistem diberikan pada satu *stream* saja yaitu *inlet stream heat exchanger 111-C*. nilai dari *stream* lain akan berubah berdasarkan perhitungan yang dilakukan oleh simulasi. Nilai masukan yang diberikan pada kondisi aktual ini tidak konstan tiap harinya, dan nilainya dibawah kondisi desain, suhu kondisi desain adalah 212.7 °C sedangkan suhu kondisi aktual adalah 185 °C. selain itu, dalam rentang waktu yang ditetapkan, nilainya terus menurun.

### 4.3 Analisa Kinerja Kolom Stripper

Dengan memanfaatkan simulasi dapat diketahui kinerja dari proses *CO<sub>2</sub> removal* dengan mengamati perbedaan kondisi desain dan aktual. Pada kolom *stripper* terdapat 3 *input* dan 4 *output*, perbandingan suhu, tekanan, laju aliran massa, dan fraksi mol dari masing-masing *input* dan *output* dilakukan untuk mengetahui kinerja dari proses.



**Gambar 4.1** *Input Dan Output Kolom Stripper*

Berdasarkan gambar 4.1, *stream* yang menjadi *input* dan *output* pada proses adalah *stream* 3 (*from 133F flash drum*), *stream* ini berisi larutan DEA sebagai pengikat gas CO<sub>2</sub> yang telah diturunkan tekanannya melalui tangki 133 F. *Stream* 5 (*to 105-C*), adalah salah satu *output* dari kolom *stripper* yang menuju bagian *shell heat exchanger* 105-C untuk proses *reboiler*, didalamnya mengalir fluida DEA yang akan kembali dipanaskan untuk melepaskan kembali CO<sub>2</sub> yang masih terkandung. *Stream* 6 (*from 105-C*), adalah keluaran dari bagian *shell* dari *heat exchanger* 105-C yang telah melalui proses *reboiler* dan akan dikembalikan kedalam kolom *stripper*. *Stream* 8 (*from 113-C*), keluaran bagian *shell heat exchanger* 113-C yang berisi kondensat yang telah dipanaskan dan berfungsi sebagai *stripping steam* yang dijadikan pemanas dibagian *bottom* kolom *stripper*. *Stream* 9 (*to 109-C*), adalah *bottom output* dari kolom *stripper* yang berisi larutan DEA yang telah dipisahkan dari CO<sub>2</sub> dan akan menjadi masukan dari *heat exchanger* 109-C. *Stream* 10 (*to semi lean flash tank*), berisi larutan yang masih mengandung CO<sub>2</sub> dan akan dialirkan menuju *flash tank* untuk diturunkan tekanannya dan memaksimalkan pelepasan CO<sub>2</sub>. *Stream* 17 (*CO<sub>2</sub> product*), adalah keluaran dari kolom *stripper* yang berisi CO<sub>2</sub> yang telah dipisahkan dari larutan DEA dan menjadi bahan baku pada proses pembuatan urea. Pada proses pembuatan urea tidak dibahas dalam tugas akhir ini. Sedangkan berdasarkan gambar 3.2 di bab 2 *stream* 14 (*from 111-C tube*), 15 (*from 105-C tube*), dan 16 (*from 113-C tube*) adalah *stream* yang mempengaruhi *stream* 5 dan 6. Ketiga *stream* ini dialiri *process gas* yang akan diolah melalui rangkaian proses *CO<sub>2</sub> removal*. *Stream* 11, 12, 4 dan 1, 2 adalah proses *pump around*, fluida yang mengalir didalamnya berasal dari dalam kolom itu sendiri, bukan dari proses lain diluar kolom.



Tabel 4.1 *Input Dan Output Kolom Stripper Kondisi Desain*

Stream	Desain			
	Laju Aliran(kg/hr)	Tekanan(kPa)	Suhu (°C)	Fraksi Mol
3 From 133F Flash Drum	1783360	1484	95.63	0.0004 CO2
				0.9603 H2O
				0.0001 H2
				0.0391 DEA
5 To 105-C	23730	139	95.68	0.0391 DEA
				0.9608 H2O
				0.0001 CO2
6 From 105-C	23730	119.4	157.7	0.0391 DEA
				0.9608 H2O
				0.0001 CO2
8 From 113-C	8058	132.1	134.6	0.0391 DEA
				0.9608 H2O
				0.0001 CO2
9 To 109-C	218442	139	95.68	0.0391 DEA
				0.9608 H2O
				0.0001 CO2
10 To Semi Lean Flash Tank	1484294	139	95.52	0.0391 DEA
				0.9608 H2O
				0.0001 CO2
14 From 111-C (Tube)	188778	3366	159	0.0021 CH4
				0.1386 CO2
				0.2655 H2O
				0.0022 CO
				0.0019 Ar
				0.1509 N2
15 From 105-C (Tube)	188778	3358	135.8	0.4387 H2
				0.0021 CH4
				0.1386 CO2
				0.2655 H2O
				0.0022 CO
				0.0019 Ar
16 From 113-C (Tube)	188778	3353	129.3	0.1509 N2
				0.4387 H2
				0.0021 CH4
				0.1386 CO2
				0.2655 H2O
				0.0022 CO
17 CO2 Product	123800	139	89.98	0.0019 Ar
				0.1509 N2
				0.4387 H2
				0.0021 CH4
				0.1386 CO2
				0.2655 H2O
17 CO2 Product	123800	139	89.98	0.0010 CO
				0.0012 Ar
				0.0359 N2
				0.1415 H2
				0.0014 CH4
				0.5040 H2O

Tabel 4.2 *Input Dan Output Kolom Stripper Kondisi Aktual*

Stream	Aktual			
	Laju Aliran(kg/hr)	Tekanan(kPa)	Suhu (°C)	Fraksi Mol
3 From 133F Flash Drum	1776924	1482	95.63	0.0004 CO2
				0.9604 H2O
				0.0001 H2
				0.0390 DEA
5 To 105-C	23730	138.4	95.6	0.0390 DEA
				0.9609 H2O
				0.0001 CO2
6 From 105-C	23730	118.8	153.4	0.0390 DEA
				0.9609 H2O
8 From 113-C	8058	131.5	128.9	0.0001 CO2
				0.0390 DEA
9 To 109-C	218300	138.4	95.59	0.9609 H2O
				0.0001 CO2
10 To Semi Lean Flash Tank	1478000	138.4	95.6	0.0395 DEA
				0.9604 H2O
				0.0001 CO2
14 From 111-C (Tube)	188600	3356	155.3	0.0021 CH4
				0.1386 CO2
				0.2655 H2O
				0.0022 CO
				0.0019 Ar
				0.1509 N2
15 From 105-C (Tube)	188600	3348	130	0.4387 H2
				0.0021 CH4
				0.1386 CO2
				0.2655 H2O
				0.0022 CO
				0.0019 Ar
16 From 113-C (Tube)	188600	3343	124.4	0.1509 N2
				0.4387 H2
				0.0021 CH4
				0.1386 CO2
				0.2655 H2O
				0.0022 CO
17 CO2 Product	123800	138.4	90.02	0.0019 Ar
				0.1509 N2
				0.4387 H2
				0.3146
				0.5071
				0.0010 CO
				0.0012 Ar
				0.0353 N2
				0.1395 H2
				0.0014 CH4

Dengan membandingkan tabel 4.1 dan tabel 4.2 dapat diketahui perbedaan antara kondisi desain dengan aktual. Pada *stream* 3 yang berasal dari *flashdrum*, terjadi penurunan tekanan sebesar 0.13% dan laju aliran sebesar 0.3%. Penurunan ini berpengaruh terhadap perubahan komposisi fluida yang mengalir. Fraksi mol DEA menurun sebesar 0.25%, sedangkan fraksi mol H<sub>2</sub>O bertambah sebesar 0.25%. Hal tersebut menunjukkan laju aliran massa DEA menurun dari 69729 kg/hr menjadi 69300 kg/hr dan laju aliran massa H<sub>2</sub>O berkurang dari 1712560 kg/hr menjadi 1706557 kg/hr.

Dibandingkan dengan kondisi desain, kondisi aktual *stream* 5, mengalami penurunan tekanan sebesar 0.43% dan penurunan suhu sebesar 0.08%. Selain itu fraksi mol DEA menurun sebesar 0.25% dengan penurunan laju aliran massa dari 927.8 kg/hr menjadi 925.4 kg/hr. Fraksi mol H<sub>2</sub>O bertambah sebesar 0.01% dengan penambahan laju aliran dari 22799.7 kg/hr menjadi 22802.1 kg/hr. Sedangkan pada *stream* 6 mengalami penurunan tekanan sebesar 0.5% dan penurunan suhu sebesar 2.7%. Perubahan fraksi mol dan laju aliran fluida yang mengalir sama dengan *stream* 5. Hal ini menunjukkan terjadi penurunan suhu yang cukup besar antara kondisi desain dengan kondisi aktual. *Stream* 5 dan 6 adalah *shell in* dan *shell out* dari *heat exchanger* 105-C yang didalamnya mengalir *lean solution*, pada kondisi aktual terjadi perubahan berupa kenaikan suhu sebesar 37.6% dan penurunan tekanan sebesar 14%. Kenaikan suhu pada *shell side* ini akibat terjadi kontak dengan *tube side* yang didalamnya mengalir *process gas* yang bersuhu 155.3 °C.

Pada *stream* 8 yang berasal dari *shell side heat exchanger* 113-C, terjadi penurunan suhu antara kondisi desain dan aktual sebesar 4.2% dan penurunan tekanan sebesar 0.45%. Selain suhu dan tekanan yang berbeda, fraksi mol DEA dari larutan yang mengalir berkurang sebesar 0.25%, dengan penurunan laju aliran dari 315.1 kg/hr menjadi 314.2 kg/hr. Fraksi mol H<sub>2</sub>O bertambah sebesar 0.01% dengan laju aliran yang

berubah dari 7742.1 kg/hr menjadi 7742.9 kg/hr. *Bottom output* dari proses yaitu *stream 9*, pada *stream* ini terjadi penurunan tekanan sebesar 0.43%, penurunan suhu sebesar 0.09%, dan laju aliran sebesar 0.06%. Fraksi mol DEA bertambah 1% dengan penambahan laju aliran dari 8541 kg/hr menjadi 8622.85 kg/hr dan fraksi mol H<sub>2</sub>O turun sebesar 0.04% dengan penurunan laju aliran 209879 kg/hr menjadi 209655.32 kg/hr. Larutan yang masih mengandung CO<sub>2</sub> dialirkan menuju *semi lean flash tank* yaitu pada *stream 10*. Pada *stream 10* ini terjadi penurunan tekanan sebesar 0.43%, penurunan laju aliran massa sebesar 0.06% dan kenaikan suhu sebesar 0.08%. Fraksi mol DEA naik sebesar 1% dan fraksi mol H<sub>2</sub>O turun sebesar 0.04%. Kenaikan laju aliran DEA adalah 58035 kg/hr menjadi 58381 kg/hr. Sedangkan penurunan laju aliran H<sub>2</sub>O adalah 1426109.6 kg/hr menjadi 1419471.2 kg/hr. Produk dari proses ini merupakan CO<sub>2</sub> yaitu pada *stream 17*. Pada *stream 17* mengalami penurunan tekanan sebesar 0.43% dan kenaikan suhu sebesar 0.04% diikuti penurunan fraksi mol CO<sub>2</sub> sebesar 0.15% dengan perubahan laju aliran CO<sub>2</sub> dari 39009.3 kg/hr menjadi 38947.4 kg/hr sebagai produk.

Aliran dari *process gas*, yaitu aliran utama dari proses CO<sub>2</sub> removal ada pada *tube side* dari HE 111-C, HE 105-C, dan 113-C atau *stream 14, 15, dan 16*. Dibandingkan dengan kondisi desain, suhu kondisi aktual pada *stream 14* menurun sebesar 2.3% dan tekanannya menurun 0.29%. Pada *stream 15* suhu menurun sebesar 4.2% dan tekanannya menurun 0.4%. Sedangkan pada *stream 16* suhu menurun sebesar 3.7%.

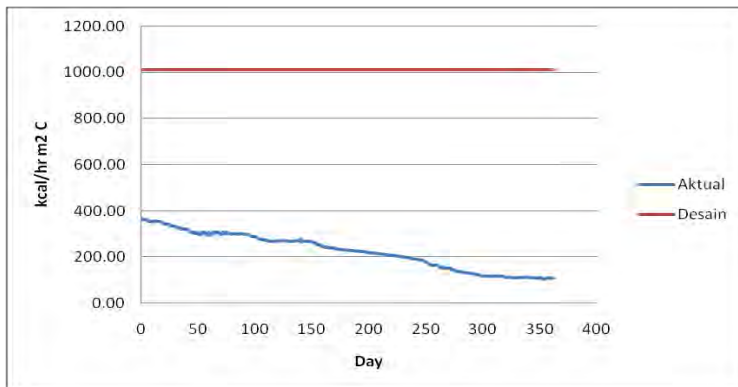
Dari hasil analisa pada kolom dan *heat exchanger* tersebut, dapat diketahui bahwa perubahan kinerja yang terjadi didalam proses tidak terlalu signifikan, sedangkan perubahan yang terjadi pada *heat exchanger* lebih besar seperti pada *stream 6, 14, 15 dan 16*. Sehingga analisa kinerja proses dapat dilakukan melalui kinerja dari *heat exchanger*.

#### 4.4 Analisa Kinerja *Heat Exchanger*

Kinerja penukar panas dapat ditinjau dari nilai koefisien perpindahan panasnya, perbedaan *mass flowrate* dibandingkan kondisi desain menyebabkan perbedaan suhu *input* dan *output* pada *heat exchanger*. Dengan memanfaatkan simulasi HYSYS, dengan memberi nilai masukan, akan didapatkan nilai U dan perubahan suhu keluaran dari masing-masing *heat exchanger*.

##### 4.4.1 *Heat Exchanger 111-C*

*Heat exchanger* ini menjadi komponen pertama yang dilewati *input* dari proses *CO<sub>2</sub> removal*. *Input heat exchanger* ini berasal dari *low temperature shift converter*. *Process gas* dari *LTS converter* masuk kedalam *tube*, dan pada *shell heat exchanger* ini terdapat *condensate* dari *stripper*. *Condensate* berfungsi mendinginkan gas yang ada di dalam *tube*, sehingga setelah kontak suhu dari *condensate* meningkat dan dialirkan menuju *ejector* sebagai *motive steam*. Performa dari *heat exchanger* ini dapat diamati dari koefisien perpindahan panasnya.

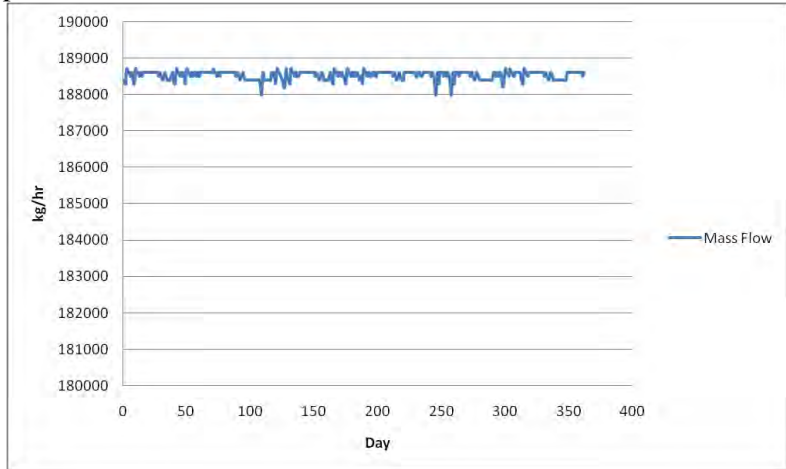


**Gambar 4.2** Perbandingan U Desain Dan Aktual HE 111-C

Gambar 4.2 adalah grafik perbandingan koefisien perpindahan panas antara kondisi desain dengan kondisi aktual dari *heat exchanger* 111-C. Dari grafik tersebut dapat diamati terdapat jarak antara koefisien perpindahan panas kondisi desain dengan koefisien perpindahan panas pada kondisi aktual, pada kondisi desain nilai koefisien perpindahan panas adalah  $1010 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ , sedangkan pada kondisi aktual nilainya mencapai  $366.67 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  dan terus menurun hingga nilai koefisien perpindahan panasnya adalah  $109.51 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  hal tersebut disebabkan suhu *input process gas* yang mengalir didalam penukar panas tersebut sudah mengalami penurunan dibandingkan dengan kondisi desain. Suhu desain dari proses ini adalah  $212.7 \text{ }^\circ\text{C}$  sedangkan suhu kondisi aktual adalah  $180 \text{ }^\circ\text{C}$ . Menunjuk persamaan 2.1, penurunan suhu *input* mengakibatkan nilai  $\Delta_{LM}$  juga berubah bertambah besar. Karenan nilai  $\Delta_{LM}$  bertambahn besar, maka koefisien perpindahan panas dari penukar panas mengalami penurunan. Selain itu, dengan tetap menunjuk persamaan 2.1, perubahan berupa kenaikan dan peenurunan nilai  $\Delta_{LM}$  mengakibatkan fluktuasi pada koefisien perpindahan panas penukar panas ini sebab nilai A, atau luas permukaan total tempat terjadinya perpindahan panas bernilai tetap. Penurunan nilai perpindahan panas selama proses pada umumnya disebabkan oleh *fouling*, peristiwa *fouling* ini mengakibatkan nilai  $\Delta_{LM}$  berubah-ubah. Selain itu, *treanding* data yang kurang panjang menyebabkan selisih yang cukup besar antara desain dengan aktual.

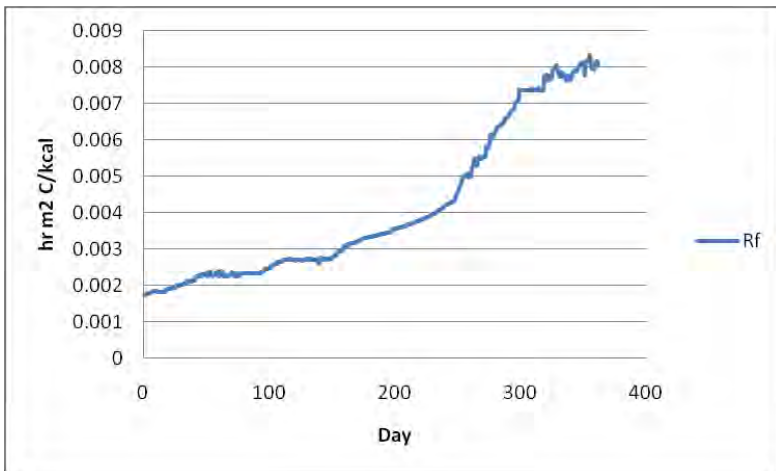
Pada umumnya, *heat exchanger* mengalami permasalahan dengan terakumulasinya endapan-endapan pengotor selama beroperasi. Endapan dari pengotor ini mengganggu kinerja dari *heat exchanger* itu sendiri. Analisa terhadap *fouling* dilakukan dengan meninjau *mass flow* dari *heat exchanger*, pada *heat exchanger* 111-C ini, laju aliran massa cenderung tetap selama proses, hal ini mengindikasikan

adanya endapan pengotor atau *fouling* yang menurunkan koefisien perpindahan panas dari *heat exchanger*. Berdasarkan persamaan 2.1 di bab 2, menurunnya nilai koefisien perpindahan panas akan mempengaruhi nilai laju perpindahan panas.



**Gambar 4.3** Grafik *Mass Flow*

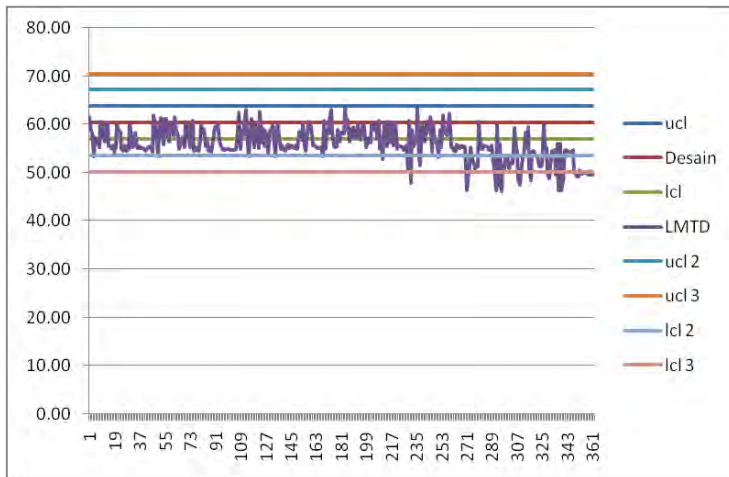
Grafik *mass flow* pada gambar 4.3 adalah *mass flow* dari *heat exchanger* 111-C, namun karena antara *heat exchanger* 111-C, *heat exchanger* 105-C, dan *heat exchanger* 113-C saling terhubung, maka nilai *mass flow* dari ketiga *heat exchanger* sama. *Mass flow* yang ditunjukkan gambar 4.3 cenderung tetap meskipun terjadi kenaikan dan penurunan selama proses berlangsung, kenaikan dan penurunan ini disebabkan oleh kondisi operasi yang dipengaruhi oleh proses sebelum *CO<sub>2</sub> removal*. Penurunan nilai koefisien perpindahan panas pada gambar 4.2 dan jumlah *mass flow* yang tetap pada gambar 4.3 dapat mengindikasikan adanya *fouling* atau pengotor.



**Gambar 4.4** *Fouling Resistance 111-C*

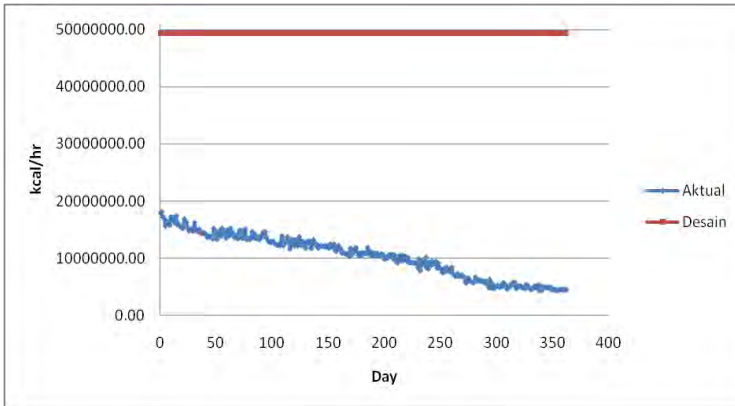
Dari gambar 4.4 dapat diketahui bahwa nilai *fouling resistance* terus mengalami kenaikan, *fouling resistance* dapat dihitung melalui persamaan 2.2 pada bab 2. Penambahan *fouling* ini yang dapat mengakibatkan nilai koefisien perpindahan panas aktual yang terus menurun dari waktu ke waktu. Nilai koefisien perpindahan panas aktual dapat diamati pada gambar 4.2. Nilai Rf pada awalnya adalah 0.001737 hr m<sup>2</sup> °C/kcal, naik hingga mencapai 0.00806 hr m<sup>2</sup> °C/kcal. Penambahan nilai Rf yang drastis ini dapat disebabkan oleh kualitas *process gas* yang ada pada proses sebelumnya banyak mengandung bahan pengotor, sehingga berpengaruh banyak terhadap debit pengotor yang masuk kedalam *heat exchanger* ini.





**Gambar 4.5** Control Chart LMTD HE 111-C

Pada gambar 4.5, yaitu control chart LMTD dari heat exchanger 111-C, menunjukkan bahwa nilai LMTD desain yang menjadi center line adalah 60.34 °C dengan standar deviasi sebesar 3.4. Nilai UCL(upper control limit) adalah 63.75 °C, 67.15 °C, dan 70.55 °C. LCL(lower control limit) adalah 56.93 °C, 53.52 °C, dan 50.12 °C. Nilai LMTD pada hari pertama hingga hari terakhir sudah berada dibawah desain, meskipun beberapa kali juga berada disekitar data desain seperti pada sekitar hari ke 55, 127, 181, dan 235. Pada awal beroperasi LMTD berada disekitar LCL pertama, pada hari ke 253 hingga 358, nilai LMTD menurun hingga berada dibawah LCL terakhir. Hal ini disebabkan kondisi operasi pada proses sebelumnya yang bernilai tetap pada sekitar suhu 185 °C. Fluktuasi yang besar ini diakibatkan nilai U atau koefisien perpindahan panas yang sudah menurun rendah sehingga menghambat perpindahan panas. Selain itu juga dipengaruhi kondisi operasi dari proses sebelumnya yang suhunya menurun hingga 180 °C.



**Gambar 4.6** Perbandingan Q Desain Dan Aktual HE 111-C

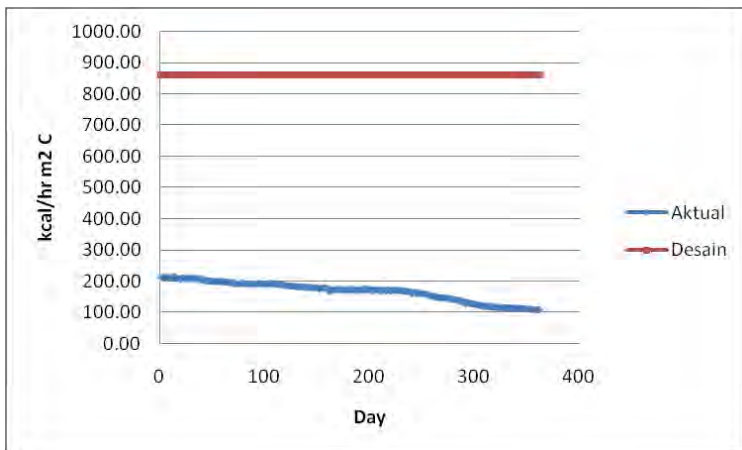
Pada gambar 4.6 menunjukkan grafik nilai laju perpindahan panas pada *heat exchanger* 111-C. Laju perpindahan panas atau  $Q$ , menunjukkan seberapa banyak kalor yang berpindah antara satu fluida menuju fluida lainnya. Grafik tersebut menunjukkan adanya selisih atau jarak laju perpindahan panas pada kondisi desain dengan kondisi aktual. Selisih ini diakibatkan oleh kondisi operasi yang sudah tidak sesuai dengan desain. Berdasarkan persamaan 2.1, nilai laju perpindahan panas atau  $Q$  banyak dipengaruhi oleh nilai koefisien perpindahan panas, sehingga apabila nilai koefisien perpindahan panas sudah mengalami penurunan, maka laju perpindahan panas juga mengalami penurunan. Fluktuasi nilai laju perpindahan panas dipengaruhi oleh nilai  $LMTD$ , seperti yang ada pada gambar 4.5. Nilai  $Q$  kondisi desain *heat exchanger* ini adalah 49364683 kcal/hr, sedangkan nilai  $Q$  kondisi aktual dari penukar panas ini menurun dari 17839317.97 kcal/hr hingga 4439175.94 kcal/hr.

Dengan adanya penurunan nilai koefisien perpindahan panas dan laju perpindahan panas, dapat mempengaruhi besarnya suhu keluaran dari penukar panas tersebut. Penurunan suhu keluaran ini akan berpengaruh terhadap

proses selanjutnya, sebab keluaran dari penukar panas ini akan menjadi masukan dari alat penukar panas 105-C.

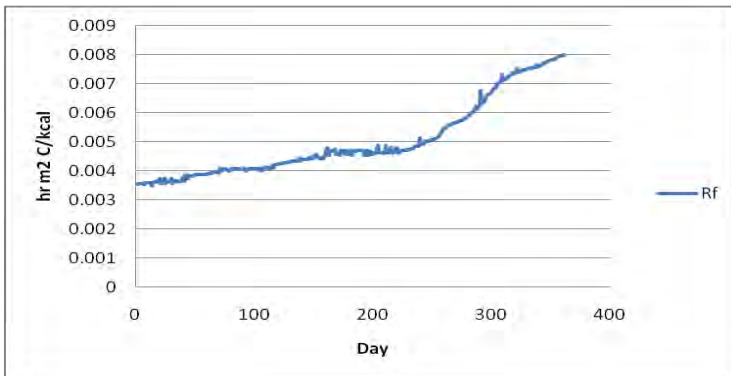
#### 4.4.2 Heat Exchanger 105-C

*Heat exchanger* ini berfungsi sebagai *reboiler* dengan bagian *shell* yang berisi *lean solution* yang berasal dari bagian *bottom* kolom *stripper*. *Lean solution* yang berasal dari kolom *stripper* mengalir didalam bagian *shell heat exchanger* ini dan akan dipanaskan oleh *process gas* yang mengalir dibagian *tube heat exchanger* 105-C. Tujuan pemanasan ulang ini adalah menguapkan gas yang masih terkandung didalam *lean solution* sehingga dapat bergerak menuju bagian atas dari kolom *stripper*. Ditinjau dari bagian *tube*, *heat exchanger* ini berfungsi sebagai pendingin *process gas*, kinerja dari *heat exchanger* ini menentukan seberapa banyak CO<sub>2</sub> yang dapat dipisahkan dari *lean solution*. Untuk mengamati kinerja penukar panas ini dapat ditinjau melalui koefisien perpindahan panasnya.



**Gambar 4.7** Perbandingan U Desain Dan Aktual HE 105-C

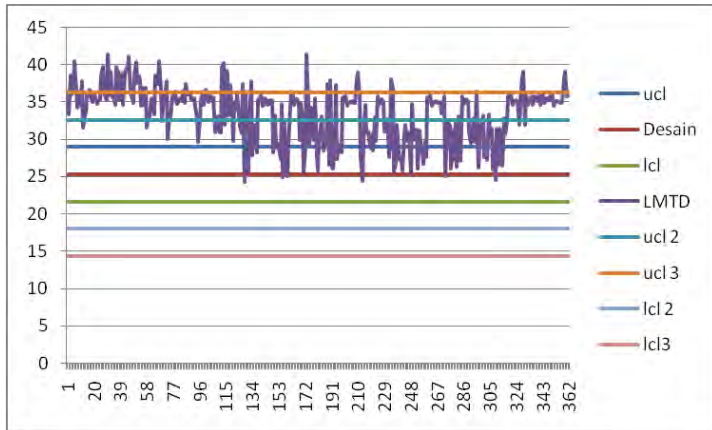
Berdasarkan gambar 4.7, dapat dilihat penurunan koefisien perpindahan panas dari *heat exchanger* 105-C. Pada umumnya alat penukar panas seringkali muncul bahan-bahan pengotor didalamnya. Pengotor ini yang dapat mengakibatkan menurunnya koefisien perpindahan panas dari waktu ke waktu. Secara analitis, endapan-endapan tersebut akan mempengaruhi perpindahan panas dari bagian *tube* ke *shell* maupun sebaliknya. Hal ini mengakibatkan suhu keluaran dari bagian *shell* atau *tube* tidak sesuai dengan target selama berjalannya proses. Dengan laju aliran massa yang cenderung tetap seperti pada gambar 4.3, namun nilai koefisien perpindahan panas kondisi aktual adalah  $211.79 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  dan menurun hingga  $109.17 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ , mengindikasikan adanya *fouling pada heat exchanger* tersebut. Dengan adanya pengotor tersebut atau yang disebut *fouling*, akan berpengaruh juga terhadap laju perpindahan panas dari penukar panas ini.



**Gambar 4.8** *Fouling Resistance* 105-C

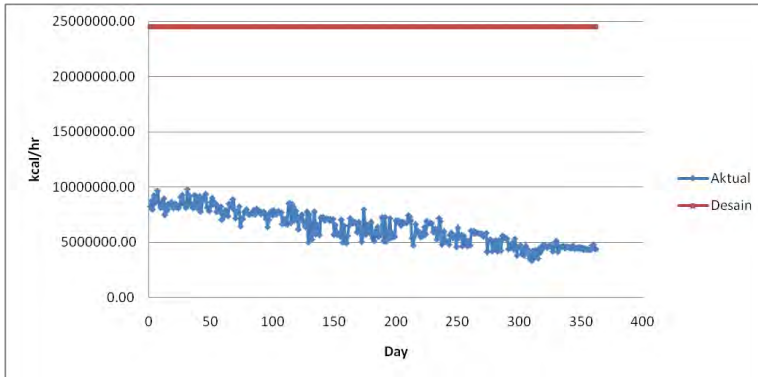
Melalui gambar 4.8 dapat diketahui bahwa pengaruh penurunan nilai koefisien perpindahan aktual bisa diakibatkan oleh *fouling resistance* meningkat. Nilai *fouling resistance* dari *heat exchanger* 105-C ini adalah  $0.003559 \text{ hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C/kcal}$  dan meningkat hingga  $0.007998 \text{ hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C/kcal}$ . *Fouling*

*resistance* menyebabkan meningkatnya tahanan penghantaran panas, sehingga panas yang dapat dipindah juga berkurang.



**Gambar 4.9** Control Chart LMTD HE 105-C

Gambar 4.9 menunjukkan nilai *LMTD* dari *heat exchanger* 111-C, pada hari pertama hingga hari terakhir, nilai *LMTD* cenderung berada diatas data desain sebagai *center line* dengan nilai 25.28 °C bahkan cenderung melewati *UCL* terakhir yang bernilai 36.25 °C seperti pada sekitar hari ke 37 hingga ke 73. Nilai *LMTD* pada hari 127 hingga hari ke 325 berfluktuasi disekitar *UCL* kedua hingga melewati *CL* yang bernilai 25.28 °C, setelah itu nilai *LMTD* berada diantara *UCL* kedua dan terakhir. Nilai *LMTD* dari *heat exchanger* 105-C dipengaruhi oleh suhu larutan yang ada didalam sisi *shell* yang akan dipanaskan kembali atau yang disebut proses *reboiler*. Pada hari ke 107 hingga hari ke 325 selisih suhu dari bagian *shell* dengan *tube* lebih rendah daripada hari sebelumnya dan setelahnya. Selisih suhu dibagian *shell* dan *tube* ini juga dipengaruhi oleh nilai koefisien perpindahan panas dari *heat exchanger* tersebut.



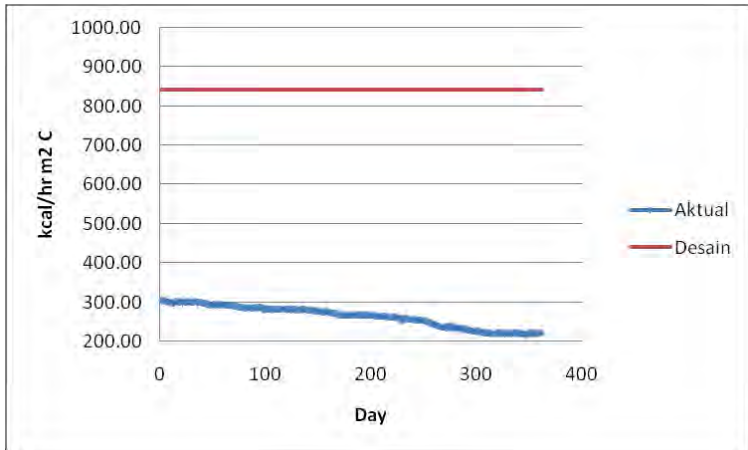
**Gambar 4.10** Perbandingan Q Desain Dan Aktual HE 105-C

Gambar 4.10 menunjukkan adanya penurunan nilai  $Q$  *heat exchanger* 105-C. Selain nilai koefisien perpindahan panas, laju perpindahan panas juga dipengaruhi oleh  $LMTD$ . Pada gambar 4.9 menunjukkan nilai  $LMTD$  yang berfluktuasi sehingga mengakibatkan fluktuasi pada laju perpindahan panas. Laju aliran massa dari fluida yang mengalir juga berperan terhadap nilai  $Q$ . Namun apabila jumlah laju aliran massa yang melewati penukar panas bertambah, tetapi koefisien perpindahan panas dari penukar panas berkurang maka laju perpindahan panas juga akan berkurang yang mengakibatkan selisih dari suhu yang masuk dan keluar mengalami perubahan. Nilai laju perpindahan panas dari *heat exchanger* 105-C mencapai nilai 8241472.91 kcal/hr dan menurun hingga 4424138.53 kcal/hr.

#### 4.4.3 Heat Exchanger 113-C

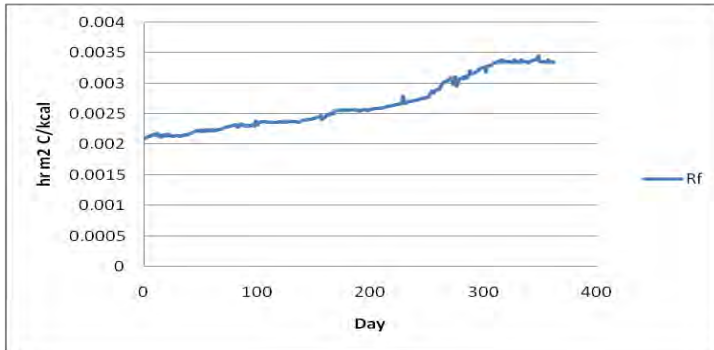
Pada *heat Exchanger* 113-C, bagian *tube heat exchanger* ini berisi *process gas* yang akan diturunkan suhunya oleh *condensate* dibagian *shell* dari *heat exchanger* 113-C ini. Proses pemanasan kondensat ini menghasilkan *stripping steam* untuk  $CO_2$  stripper. *Stripping steam* berfungsi untuk menaikkan suhu di dalam *bottom* kolom agar fraksi ringan

yang titik didihnya lebih rendah bisa menguap dan bergerak keatas kolom. Kinerja dari *heat exchanger* 113-C adalah sebagai berikut.



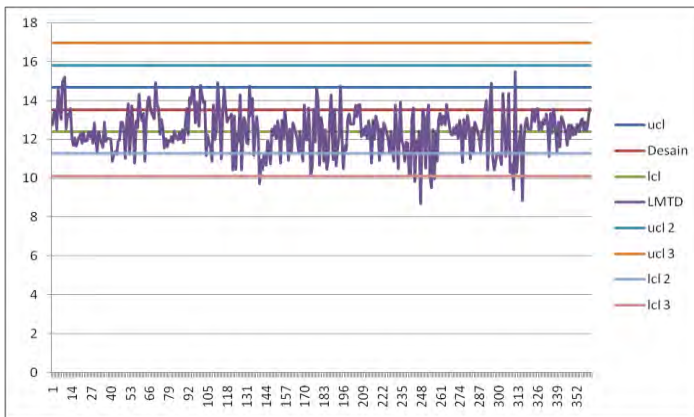
**Gambar 4.11** Perbandingan U Desain Dan Aktual HE 113-C

Ditinjau dari koefisien perpindahan panas 113-C, kinerja alat mengalami penurunan selama penggunaan sama dengan *heat exchanger* 111-C dan 105-C. Pada mulanya nilai koefisien perpindahan panas dari penukar panas ini adalah 304.8 kcal/hr m<sup>2</sup> °C, lalu menurun hingga nilai 220.71 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. Dengan laju aliran massa yang cenderung tetap dan nilai koefisien perpindahan panas dari *heat exchanger* ini yang terus menurun dari waktu ke waktu, maka dapat diindikasikan terjadinya *fouling*. Pertumbuhan *fouling* ini yang mengakibatkan penurunan terhadap nilai koefisien perpindahan panas.



**Gambar 4.12** Fouling Resistance 113-C

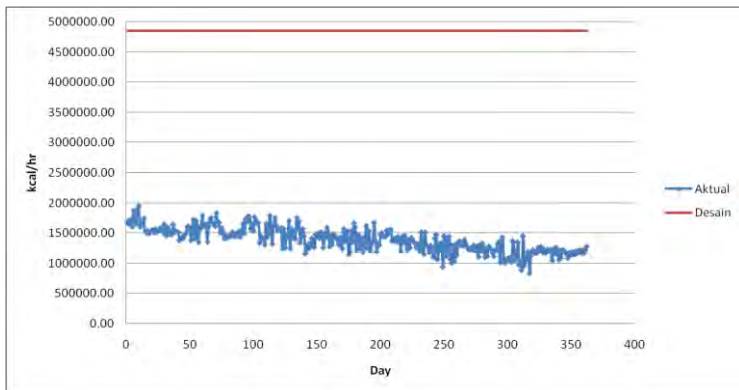
Pada gambar 4.12, grafik *fouling resistance* dari *heat exchanger* meningkat dari 0.002095 hr m<sup>2</sup> °C/kcal hingga mencapai nilai 0.003345 hr m<sup>2</sup> °C/kcal. Kenaikan *fouling resistance* ini yang mengakibatkan menurunnya kinerja dari *heat exchanger* 113-C. Karena koefisien perpindahan panasnya menurun, laju perpindahan panas dari *heat exchanger* juga akan terpengaruh, berikut adalah *LMTD* yang mempengaruhi laju perpindahan panas *heat exchanger* 113-C.



**Gambar 4.13** Control Chart LMTD 113-C



Grafik *LMTD* seperti yang ditunjukkan pada gambar 4.13 cenderung berada dibawah data desain sebagai *center line* yang bernilai  $13.54\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Namun fluktuasi nilai *LMTD* juga terjadi dan nilainya melewati  $14.68\text{ }^{\circ}\text{C}$  sebagai *UCL* pertama dan melewati  $10.11\text{ }^{\circ}\text{C}$  sebagai *LCL* terakhir. Nilai *LMTD* yang cenderung stabil ini disebabkan pembentukan *fouling* yang tidak terlalu besar didalam *heat exchanger* ini sehingga tidak terjadi *trending* penurunan atau peningkatan. Tetapi nilai fluktuasi tertinggi melebihi dari batas kendali terakhir yang bernilai  $14.68\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

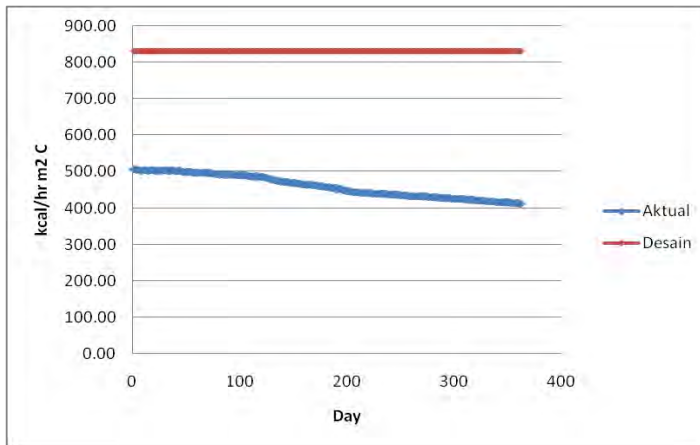


**Gambar 4.14** Perbandingan Q Desain Dan Aktual HE 113-C

Gambar 4.14 menunjukkan adanya penurunan laju perpindahan panas yang terjadi didalam *heat exchanger* 113-C ini. Dilihat dari grafik tersebut, perpindahan panas pada penukar panas ini berfluktuasi. Fluktuasi ini akibat rata-rata suhu pada penukar panas ini juga berfluktuasi seperti pada gambar 4.13. Nilai laju perpindahan panas *heat exchanger* ini adalah  $1681980.44\text{ kcal/hr}$ , dan setelah melakukan kerja selama 1 tahun, nilai laju perpindahan panasnya sebesar  $1276184.44\text{ kcal/hr}$ .

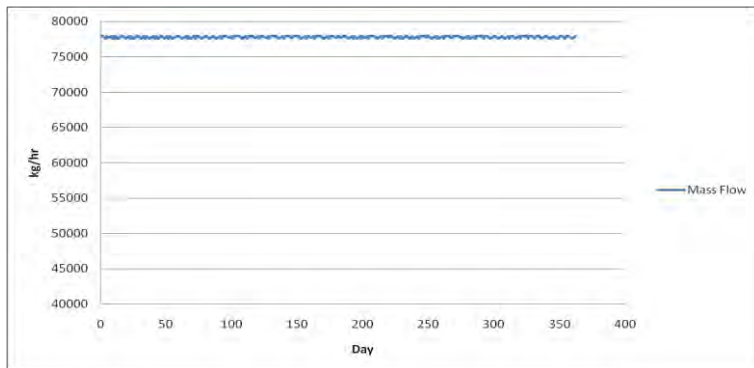
#### 4.4.4 Heat Exchanger 107-C

*Heat exchanger* ini bekerja sebagai condenser pada bagian *top* dari kolom *stripper*. Pada bagian *tube heat exchanger* 107-C berisi air kondensat yang digunakan untuk mendinginkan CO<sub>2</sub> yang menjadi produk dari proses *stripping*. Air kondensat akan didinginkan melalui kontak dengan bagian *shell* dari *heat exchanger* 107-C yang berisi *boiler feed water*. Kinerja dari *heat exchanger* 107-C dapat diamati sebagai berikut



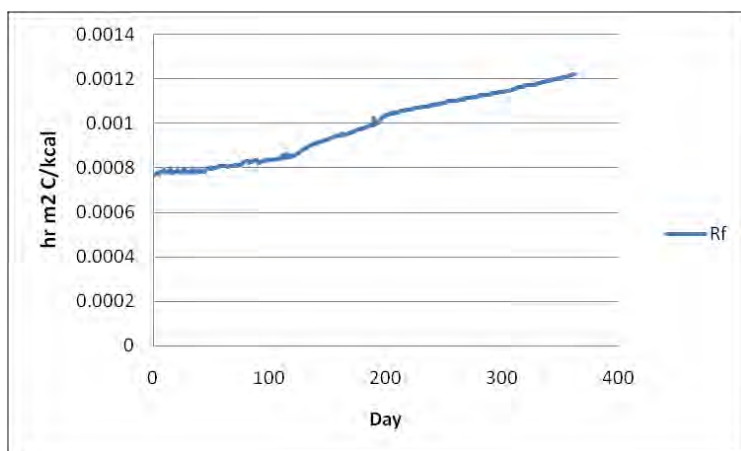
**Gambar 4.15** Perbandingan U Desain Dan Aktual HE 107-C

Dapat diamati melalui gambar 4.11 penurunan kinerja dari *heat exchanger* 107-C. Melalui bantuan simulasi didapatkan nilai koefisien perpindahan panas dari *heat exchanger* 107-C adalah 506.32 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. koefisien perpindahan panas ini terus mengalami penurunan dari waktu ke waktu hingga mencapai nilai 411.75 kcal/hr m<sup>2</sup> °C.



**Gambar 4.16** Grafik *Mass Flow* 107-C

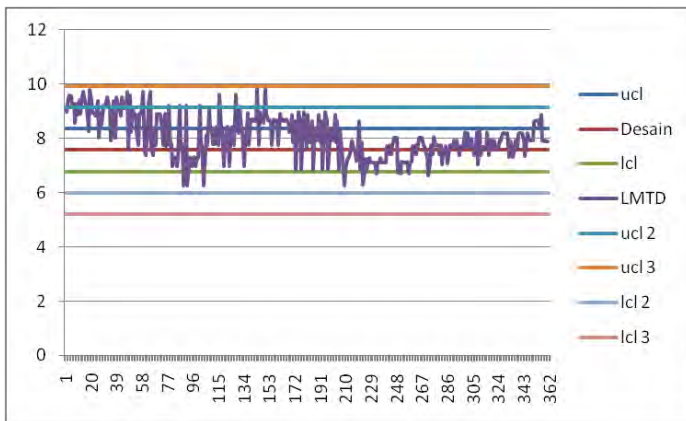
Gambar 4.16 menunjukkan profil *mass flow* dari *heat exchanger* 107-C yang cenderung tetap meskipun nilainya berfluktuasi. *Mass flow* yang cenderung konstan ini diakibatkan proses *pumping around* yang terjadi didalam *heat exchanger* ini, dimana fluida yang dialirkan didalamnya tidak berasal dari proses lain diluar kolom *stripper*.



**Gambar 4.17** *Fouling Resistance* 107-C

Gambar 4.17 adalah grafik *mass flow* dari *heat exchanger* 107-C. *Mass flow* 107-C menunjukkan grafik yang cenderung tetap meskipun terdapat kenaikan dan penurunan. Berdasarkan gambar 4.15 nilai koefisien perpindahan panas mengalami penurunan, maka hal tersebut mengindikasikan adanya *fouling*. *Fouling resistance* dari *heat exchanger* 107-C ditunjukkan pada gambar 4.17. Nilai *fouling resistance* terus meningkat dari nilai  $0.00077 \text{ hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C/kcal}$  hingga menjadi  $0.001224 \text{ hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C/kcal}$ . Kenaikan ini yang dapat mengakibatkan menurunnya nilai koefisien perpindahan panas dan *fouling* dapat menghambat laju perpindahan panas.

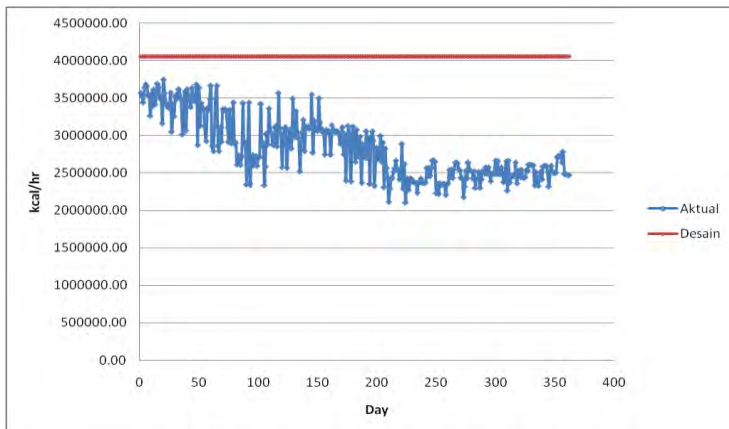
Penurunan koefisien perpindahan panas ini akan berpengaruh terhadap laju perpindahan panas yang terjadi didalam *heat exchanger*. Laju perpindahan panas pada *heat exchanger* 107-C adalah sebagai berikut.



**Gambar 4.18** Grafik *LMTD* HE 107-C

Pada gambar 4.18 menunjukkan pada hari pertama proses hingga hari terakhir, nilai *LMTD* masih dalam batas kendali. Dengan kondisi desain sebagai *center line* yang bernilai  $7.56 \text{ }^\circ\text{C}$ , *LMTD* disekitar hari ke 96 hingga hari ke 343

berada disekitar *center line*. Sedangkan pada hari pertama hingga 95, nilai *LMTD* berada disekitar batas kendali atas pertama dan kedua yang bernilai 8.34 °C dan 9.12 °C. Fluktuasi yang besar ini diakibatkan suhu dari kolom stripper yang berubah setiap hari yang menyebabkan suhu fluida yang mengalir didalam *tube side* juga berubah, namun suhu pada *shell side* cenderung tetap, sehingga menyebabkan selisih yang berubah-ubah.



**Gambar 4.19** Perbandingan Q Desain Dan Aktual HE 107-C

Berdasarkan gambar 4.19, dapat diketahui bahwa besarnya laju perpindahan panas pada *heat exchanger* 107-C dipengaruhi oleh nilai *LMTD* yang ditunjukkan pada gambar 4.18. nilai laju perpindahan mengalami penurunan selama proses operasi diakibatkan nilai koefisien perpindahan panas yang menurun seperti pada gambar 4.15, nilai laju perpindahan panas pada awalnya adalah 3561394.90 kcal/hr. Selama proses operasi nilai ini terus menurun hingga mencapai nilai 2769138.12 kcal/hr.

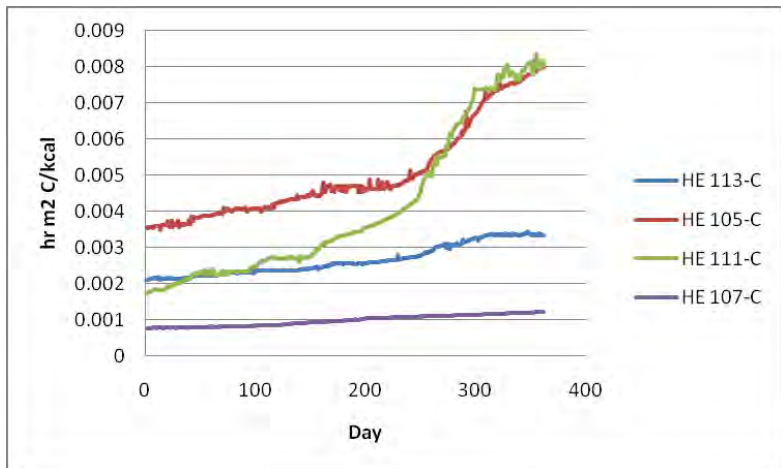
#### 4.5 Rekomendasi Peningkatan Kinerja

Setelah dilakukan analisa terhadap kinerja *heat exchanger*, dapat diketahui bahwa nilai koefisien perpindahan panas dari keempat *heat exchanger* mengalami penurunan yang jauh dibandingkan pada awal operasi. Pada *heat exchanger* 111-C nilai koefisien perpindahan panas terus menurun dari  $366.67 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  hingga  $109.51 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ , yang berpengaruh terhadap penurunan nilai laju perpindahan panas dari *heat exchanger* tersebut dari  $17839317.97 \text{ kcal/hr}$  hingga  $4439175.94 \text{ kcal/hr}$ .

Koefisien perpindahan panas *heat exchanger* 105-C menurun dari  $211.79 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  hingga  $109.17 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ , nilai laju perpindahan panasnya sebesar  $8241472.91 \text{ kcal/hr}$  dan menurun hingga  $4424138.53 \text{ kcal/hr}$

Pada *heat exchanger* 113-C nilai koefisien perpindahan panas pada saat awal beroperasi adalah  $304.8 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ , lalu menurun hingga nilai  $220.71 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ . Laju perpindahan panas *heat exchanger* ini pada awalnya adalah  $1681980.44 \text{ kcal/hr}$ , dan setelah melakukan kerja selama 1 tahun, nilai laju perpindahan panasnya sebesar  $1276184.44 \text{ kcal/hr}$

Pada *heat exchanger* 107-C nilai koefisien perpindahan panasnya sebesar  $506.32 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  dan mengalami penurunan hingga  $446.84 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  dengan nilai laju perpindahan panas sebesar  $3561394.90 \text{ kcal/hr}$  dan menurun hingga  $2662258.92 \text{ kcal/hr}$ . Penurunan koefisien perpindahan panas ini diakibatkan oleh pertumbuhan *fouling* didalam *heat exchanger*. Berikut adalah perbandingan profil *fouling* dari HE 111-C, HE 105-C, HE 113-C, dan HE 107-C.



**Gambar 4.20** Resistansi *Fouling*

Dapat diketahui dari gambar 4.20 bahwa proses pembentukan *fouling* semakin lama semakin meningkat, pembentukan *fouling* ini berpengaruh terhadap koefisien perpindahan panas dari masing-masing *heat exchanger*. Akibat koefisien perpindahan panas yang menurun, nilai *LMTD* akan meningkat, kenaikan nilai *LMTD* ini juga karena laju aliran yang masuk kedalam *heat exchanger* menurun, sehingga proses perpindahan panas berkurang. Dari gambar 4.20 juga dapat diketahui pembentukan *fouling* yang paling besar adalah HE 111-C, lalu HE 105-C, HE 113-C, dan yang terakhir adalah HE 107-C. Hal ini disebabkan pada HE 111-C merupakan HE pertama yang dilalui proses *CO<sub>2</sub> removal* ini, sehingga banyak pengotor yang terjadi didalam HE 111-C ini.

Perawatan atau *maintenance* dapat memberikan efek yang baik pada peralatan, dengan cara melakukan pembersihan terhadap pengotor yang ada didalam *heat exchanger* secara berkala tiap satu tahun.

Berdasarkan nilai *resistansi fouling* masing-masing *heat exchanger*, interval pembersihan yang paling sering

dilakukan adalah HE 111-C, diikuti HE 105-C, HE 113-C, dan HE 107-C. Pembersihan ini akan mengurangi tahanan perpindahan panas akibat pengotor dan menaikkan nilai koefisien perpindahan panas.



## BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

### 5.1 Kesimpulan

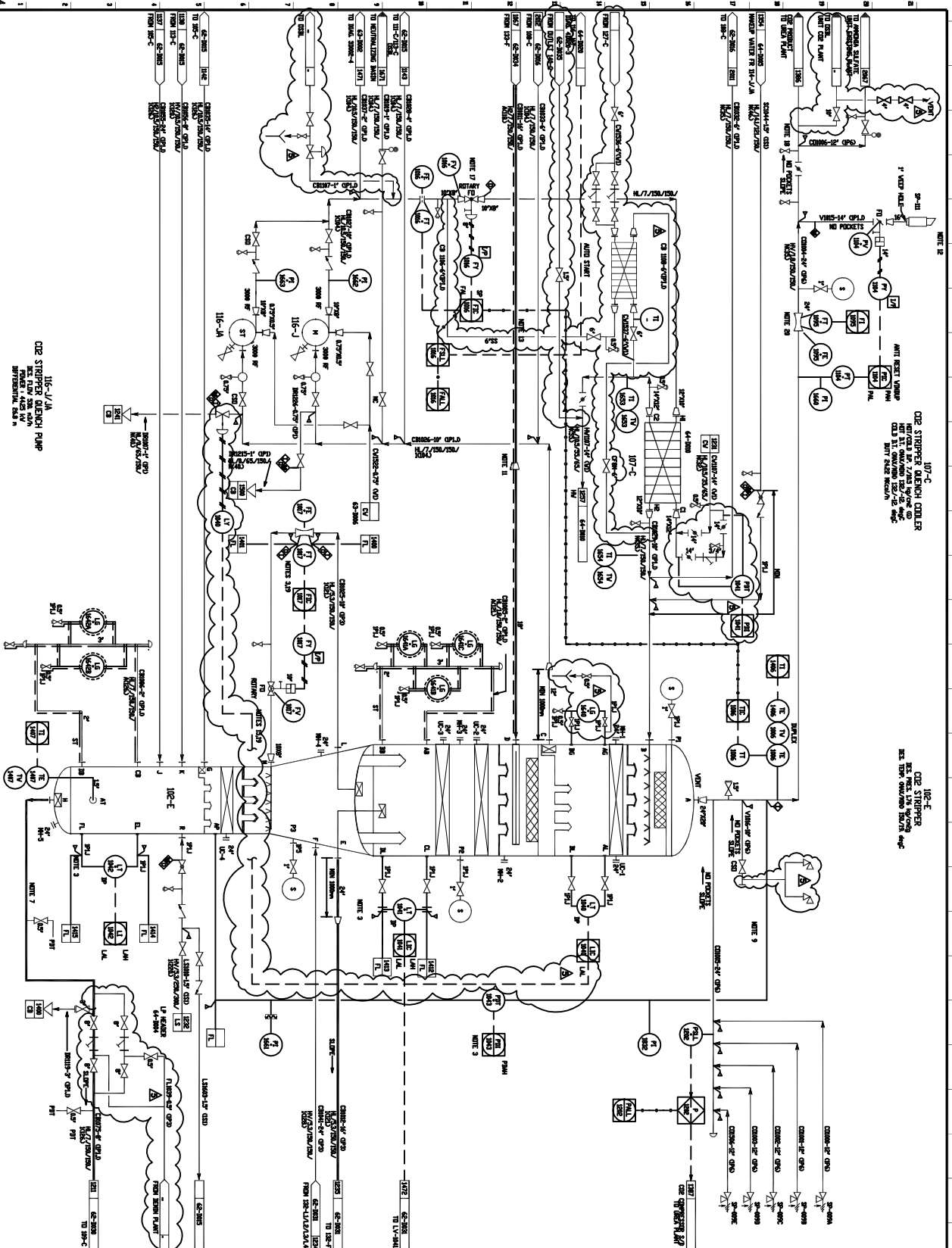
Kesimpulan dari tugas akhir ini adalah

1. Ditinjau dari proses yang terjadi didalam kolom, tidak terjadi perubahan yang signifikan, oleh karena itu analisa kinerja dari proses ini dapat dilakukan melalui analisa kinerja *heat exchanger*.
2. Kinerja *heat exchanger* mengalami penurunan berdasarkan nilai U, nilai U dari HE 111-C menurun menjadi 109.51 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. Nilai U HE 105-C menurun hingga 109.17 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. Nilai U HE 113-C menurun hingga 220.71 kcal/hr m<sup>2</sup> °C. Pada HE 107-C nilai U menurun menjadi 411.75 kcal/hr m<sup>2</sup> °C.
3. Untuk meningkatkan kinerja dari proses, dapat dilakukan melalui proses *maintenance* dengan cara pembersihan terhadap *fouling* secara berkala tiap satu tahun sekali, sehingga koefisien perpindahan panas dapat meningkat. Ditinjau dari Rf dari masing-masing HE, HE yang akan mengalami pembersihan dengan interval paling sering adalah HE 111-C, diikuti HE 105-C, HE 113-C, dan HE 107-C.

### 5.2 Saran

Saran yang diberikan untuk penelitian selanjutnya adalah mengetahui peluang penghematan penggunaan energi pada proses *CO<sub>2</sub> removal* ini. Selain itu, pengambilan data aktual disarankan dalam rentang waktu yang lebih panjang.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



107-C  
CDE STRIPPER BLENDING COILS  
DESIGN: 107-C-1000  
REV: 107-C-1000-001  
DATE: 01/15/2010

102-C  
CDE STRIPPER  
DESIGN: 102-C-1000  
REV: 102-C-1000-001  
DATE: 01/15/2010

- NOTES:
1. FOR GENERAL NOTES AND SYMBOLS SEE DRAWING 6S-300-1 AND 6S-300-2
  2. BLENDING
  3. PROVIDE INSTRUMENTATION FLOWING PER 6S-300-1
  4. BLENDING
  5. ALL INSTRUMENTATION AND DATA LOSS IN BLENDING SERVICE TO BE PROVIDED BY THE OPERATOR
  6. USE 100% DESIGN SERVICE TO BE PROVIDED BY THE OPERATOR
  7. ALL INSTRUMENTATION SHOULD BE ALLOWED FROM VENTURE
  8. ALL INSTRUMENTATION SHOULD BE ALLOWED FROM VENTURE
  9. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  10. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  11. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  12. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  13. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  14. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  15. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  16. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  17. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  18. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  19. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001
  20. VALVED COP FOR 6S-300-1000-001

ITEM	DESCRIPTION	DATE	BY
1	ISSUED FOR CONSTRUCTION	01/15/2010	...
2	ISSUED FOR INSTRUMENTATION	01/15/2010	...
3	ISSUED FOR PRODUCTION CHECKING	01/15/2010	...
4	ISSUED FOR PRODUCTION	01/15/2010	...

**PT. PERTAMINA GRISIK (PERSERO)**  
**The M.W.Kellogg Company**  
 PT. PERTAMINA GRISIK (PERSERO)  
 1501 WEDD BARRANDA LANE  
 GRISIK EAST JAVA, INDONESIA  
 CDE STRIPPER  
 Piping & Instrumentation Flow Diagram  
 8733  
 6695-01  
 65-1029  
 5

## LAMPIRAN B

### *Datasheet Heat Exchanger*

Item (TagNum)	HE-105C			
Spec	Shell Side (Lean Benfield Solution)		Tube Side (Process Gas)	
Fluid qtyy (total) kg/hr	237.347		188.778	
Vapor(in/out) kg/hr	23.434		132.917	132.917
Liquid kg/hr	237.347	213.913		
Steam kg/hr			33.455	14.429
Water kg/hr			22.406	41.432
Noncondensate (MW) kg/hr				
Temperature (in/out) °C	126.1(COLUMN)	126.1(COLUMN)	158.2	131.5
Density (Vapor/Liquid) kg/m3	1.22	1.102/1.200	14.70/908.9	15.26/934.1
Viscosity (Vapor/Liquid)	0.44	0.15/0.440	0.20/0.71	0.0.20/0.171
Molecular Weight,Vapor		18.3	15.95	15.71
Specific Heat (Vap/Liq) kcal/kg °c	0.762	0.52/0.762	0.501/1/035	0.495/1.02
Thermal Conductivity (Vap/Liq) kcal/mhr °c	0.5	0.024/0.50	0.079/0.593	0.082/0.600
Hydrogen Partial Pressure KG/CM2 A			16.5 (6)	18.3 (6)
Inlet Pressure kg/cm2	2 ABS (COLUMN)		32.6	
Pressure drop Allow/calculated kg/cm2g	0.20/0.20		(2)/0.09	
Fouling resistance hr m2 °c/kcal	0.0002		0.0002	
Heat Exchanged	12.420.000 kcal/hr MTD (Corrected)(Weighted) 12.8 (3) °c			
Transfer Rate	850 kcal/hr m2 °c			
CONSTRUCTION OF ONE SHELL				
Design Pressure kg/cm2 g	10.5		39.7	
Design Temperature (max/min) °c	200/-12		200/-12	
Connection size & rating	in	2x8" -150/RF	20" -600/RF	
	out	24" -150/RF (5)	1	

Item (TagNum)	HE-107C			
Spec	Shell Side (Condensate)		Tube Side (Cooling Water)	
Fluid qtyy (total) kg/hr	446.098*1.075		1.084*1.075	
Vapor(in/out) kg/hr			132.917	132.917
Liquid kg/hr				
Steam kg/hr			11.739	3.859
Water kg/hr	446.098*1.075	446.098*1.075	1.084.114*1.075	1.084.114*1.075
Noncondensate (MW) kg/hr				
Temperature (in/out) °C	87.8	33.5	32	54.4
Density (Vapor/Liquid) kg/m3				
Viscosity (Vapor/Liquid)				
Molecular Weight,Vapor				
Specific Heat (Vap/Liq) kcal/kg °c				
Thermal Conductivity (Vap/Liq) kcal/mhr °c				
Hydrogen Partial Pressure KG/CM2 A				
Inlet Pressure kg/cm2				
Pressure drop Allow/calculated kg/cm2g	0.49		1.05	
Fouling resistance hr m2 °C/kcal	80% Cleanliness Factor			
Heat Exchanged	24.220.000*1.075 kcal/hr MTD (Corrected)(Weighted) 22.4 (2) °c			
Transfer Rate				
CONSTRUCTION OF ONE SHELL	HOT SIDE		COLD SIDE	
Design Pressure kg/cm2 g	7		10.5	
Design Temperature (max/min) °c	132/-2		132/-2	

Item (TagNum)	HE-111C			
Spec	Shell Tube (Condensate)		Tube Side (Process Gas)	
Fluid qty (total) kg/hr	30570		188.778	
Vapor(in/out) kg/hr			132.917	132.917
Liquid kg/hr				
Steam kg/hr			55.861	33.455
Water kg/hr	30.57	1.223		22.406
Noncondensate (MW) kg/hr				
Temperature (in/out) °C	102.2(7)	147.8 (7)	212.7	158.2
Density (Vapor/Liquid) kg/m3	956.9	2.408/919.0	13.44	14.70/908.9
Viscosity (Vapor/Liquid) cP	0.27	0.015/0.18	0.021	0.020/0.171
Molecular Weight, Vapor		18,02	16.17	15.95
Specific Heat (Vap/Liq) kcal/kg °c	1.008	0.55/1.028	0.505	0.501/1.035
Thermal Conductivity (Vap/Liq) kcal/mhr °c	0.595	0.025/0.595	0.081	0.079/0.593
Hydrogen Partial Pressure KG/CM2 A			15 (8)	16.5 (8)
Inlet Pressure kg/cm2 g	4.6 (out) (ABS)		33.2(OUT)	
Pressure drop Allow/calculated kg/cm2g	0.03/0.03 (2)		0.17/0.17	
Fouling resistance hr m2 °C/kcal	0.0002		0.0002	
Heat Exchanged	16.280.000 kcal/hr MTD (Corrected)(Weighted) 19.9 (7) (WTD)°c			
Transfer Rate	1.010 kcal/hr m2 °C			
CONSTRUCTION OF ONE SHELL				
Design Pressure kg/cm2 g	10.5		39.7	
Design Temperature (max/min) °c	200/-12		230/-12	
Connection size & rating	in	2"-150/RF	20"-600/RF	
	out	12"-150/RF (3)	20"-600/RF	
		1"-150/RF		
	Liq Out	1"-150/RF		

Item (TagNum)	HE-113C			
Spec	Shell Tube (Condensate)		Tube Side (Process Gas)	
Fluid qty (total) kg/hr	8.058		188.778	
Vapor(in/out) kg/hr		4.029	132.917	132.917
Liquid kg/hr	8.058		4.029	
Steam kg/hr			14.429	11.739
Water kg/hr			41.432	44.122
Noncondensate (MW) kg/hr				
Temperature (in/out) °C	109.2	120.0 (7)	131.5	125
Density (Vapor/Liquid) kg/m <sup>3</sup>	951.6	1.12/942.8	15.26/934.1	15.36/939.7
Viscosity (Vapor/Liquid) cP	0.25	0.014/0.23	0.020/0.207	0.19/0.218
Molecular Weight, Vapor		18,02	15.71	15.68
Specific Heat (Vap/Liq) kcal/kg °C	1.008	0.50/1.008	0.495/1.02	0.494/1.015
Thermal Conductivity (Vap/Liq) kcal/mhr °C	0.595	0.022/0.595	0.082/0.600	0.082/0.600
Hydrogen Partial Pressure KG/CM <sup>2</sup> A			18.3 (6)	18.5 (6)
Inlet Pressure kg/cm <sup>2</sup> g	2.04 ABS (7)		32.4	
Pressure drop Allow/calculated kg/cm <sup>2</sup> g	0.04		(2)/0.05	
Fouling resistance hr m <sup>2</sup> °C/kcal	0.0002		0.0002	
Heat Exchanged	2.220.000 kcal/hr MTD (Corrected)(Weighted) 6.2 (3) °C			
Transfer Rate	843 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	150/-12		200/-12	
Connection size & rating	in	2"-150/RF	1	
	out	8"-150/RF (5)	20"-600/RF	