

**ANALISA PERFORMANSI KONDISI OPERASI
TRIETHYLENE GLYCOL PLANT
DI PT. PERTAMINA HULU ENERGI WMO
(WEST MADURA OFFSHORE) GRESIK**

Namamahasiswa : Randi Brian Rachmadi
NRP : 2412 105 024
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing 1 : Totok Ruki Biyanto, Ph.D
Dosen Pembimbing 2 : Ir. Ya'umar, MT.

Abstrak

Plant Triethylene glycol berfungsi sebagai menyerap kadar air dalam gas yang meregenerasi ulang cairan *glycol*. Pada *plant triethyaelene glycol* terjadi pemanasan untuk memisahkan *chemical* lain dengan *glycol* itu sendiri. Laju aliran yang masuk dalam *heat exchanger* terjadi penukaran enrgi panas dalam pipa *shell* dan *tube*. Dilakukan pemodelan simulasi data desain dengan data aktual bertujuan untuk menganalisa tingkat efisiensi dari tiap perlatan yang ada untuk penukaran panas dari tiap fluida. Efisiensi dari *heat exchanger* dapat dilakukan dengan membandingkan besarnya nilai laju perpindahan panas dari bagian *shell* dan *tube*. Kinerja *heat exchanger* mengalami penurunan berdasarkan nilai U, nilai U dari Pada *heat exchanger* E-233 pada data desain bernilai sebesar 194472 kcal/hr dengan penurunan dari data aktual yang cukup jauh dengan nilai sebesar 166102,3 kcal/hr. *Heat exchanger* E-243 dengan nilai koefisien perpindahan panas dari data desain sebesar 810095 kcal/hr sedangkan data koefisien perpindahan panas data aktual sebesar 776750,88 kcal/hr. *Heat exchanger* E-242 mempunyai nilai koefisien perpindahan panas sebesar 1443555 kcal/hr dan nilai dari koefisien perpindahan panas data aktual sebesar 1413782,64 kcal/hr. Dengan nilai laju aliran yang konstan dari tiga *heat exchanger* pada proses *TEG plant*.

Kata kunci : Koefisien Perpindahan Panas , *heat exchanger*, performansi

**PERFORMANCE ANALYSIS OF OPERATING
CONDITIONS TRIETHYLENE GLYCOL PLANT
PT. PERTAMINA HULU ENERGY WMO
(WEST MADURA OFFSHORE) GRESIK**

Name of student : Randi Brian Rachmadi
NRP : 2412 105 024
Departement : *Engineering Physics, FTI-ITS*
Supervisor 1 : Totok Ruki Biyanto, Ph.D
Supervisor 2 : Ir. Ya'umar, MT

Abstract

Triethylene glycol plant serves as a moisture absorbing gas to regenerate the glycol fluid again. In the case of heating glycol triethyaelene plant to another chemical separating the glycol itself. Incoming flow rate in the heat exchanger enrgi heat exchange occurs in the pipe shell and tube. Performed simulation modeling design data with actual data aims to analyze the level of efficiency of each of the existing equipment for heat exchange of each fluid. The efficiency of the heat exchanger can be done by comparing the value of the rate of heat transfer from the shell and tube. Performance of heat exchangers decreased by the value of U, U values of the heat exchanger E-233 on the design data totaled 194 472 kcal / hr with a decrease of the actual data that is quite far to the value of 166,102.3 kcal / hr. Heat exchangers E-243 with a heat transfer coefficient of the design data of 810 095 kcal / hr while the heat transfer coefficient data for the actual data 776,750.88 kcal / hr. Heat exchangers E-242 has a value of heat transfer coefficient of 1,443,555 kcal / hr and the value of heat transfer coefficient for the actual data 1,413,782.64 kcal / hr. With a constant flow rate value of the three heat exchangers in process plant TEG..

Key word : *Regeneration glycol, Plant performance, Heat transfer coefficient*

LEMBAR PENGESAHAN

**ANALISA PERFORMANSI KONDISI OPERASI
TRIETHYLENE GLYCOL PLANT
DI PT. PERTAMINA HULU ENERGI WMO
(WEST MADURA OFFSHORE) GRESIK**

TUGAS AKHIR

Oleh:

Randi Brian Rachmadi

NRP : 2412 105 024

Surabaya, 14 Juni 2014

Mengetahui/Menyetujui

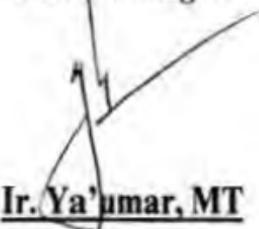
Pembimbing I



Totok Ruki Bivanto, ph. D

NIP : 197107021998021001

Pembimbing II



Ir. Ya'umar, MT

NIP : 195805301983031002

**Ketua Jurusan
Teknik Fisika FTI-ITS**



Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA

NIP. 19650309 199002 1 001

LEMBAR PENGESAHAN

ANALISA PERFORMANSI KONDISI OPERASI TRIETHYLENE GLYCOL PLANT DI PT. PERTAMINA HULU ENERGI WMO (WEST MADURA OFFSHORE) GRESIK

TUGAS AKHIR

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

Oleh:

Randi Brian Rachmadi
NRP : 2412 105 024

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Totok Ruki Biyanto, Ph. D.....(Pembimbing I)
2. Ir. Ya'umar, MT..... (Pembimbing II)
3. Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA..... (Ketua Tim Penguji)
4. Lizda J. M., ST., MT..... (Dosen Penguji I)
5. Nur Laila H., Msc..... (Dosen Penguji II)

Surabaya, 07 Agustus 2014

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	<i>Flow diagram regenerasi glycol</i>	7
Gambar 2.2	<i>Heat Exchanger Shell and Tube</i>	13
Gambar 2.3	Tampilan awal <i>tool software hysys</i>	15
Gambar 2.4	Tampilan komposisi <i>list view</i>	16
Gambar 2.5	Tampilan <i>Fluid Package</i> menu	16
Gambar 3.1	Diagram Alir Penelitian	17
Gambar 3.2	Model desain perancangan pada software	19
Gambar 3.3	Model desain <i>Absorber</i>	22
Gambar 3.4	Model desain <i>Heat Exchanger</i>	23
Gambar 3.5	Model desain Pompa	23
Gambar 3.6	Model desain TEG <i>Regeneration</i>	24
Gambar 4.1	Model TEG <i>Regeneration phase 2</i>	32
Gambar 4.2	Grafik Perbandingan U Desain dan Aktual <i>Heat Exchanger E-233</i>	36
Gambar 4.3	Grafik Perbandingan Q Desain dan Aktual <i>Heat Exchanger E-233</i>	37
Gambar 4.4	Grafik <i>Flowrate Tube Heat Exchanger E-233</i>	38
Gambar 4.5	Grafik LMTD <i>Heat Exchanger E-233</i>	39
Gambar 4.6	Grafik <i>Fouling Resistance Heat Exchange E-233</i>	40
Gambar 4.7	Grafik Perbandingan U Desain dan Aktual <i>Heat Exchanger E-243</i>	40
Gambar 4.8	Grafik Perbandingan Q Desain dan Aktual <i>Heat Exchanger E-243</i>	40
Gambar 4.9	Grafik <i>Flowrate Tube Heat Exchanger E-243</i>	42
Gambar 4.10	Grafik LMTD <i>Heat Exchanger E-243</i>	42
Gambar 4.11	Grafik <i>Fouling Resistance Heat Exchange E-243</i>	43
Gambar 4.12	Grafik Perbandingan U Desain dan Aktual <i>Heat Exchanger E-242</i>	44
Gambar 4.13	Grafik Perbandingan Q Desain dan Aktual <i>Heat Exchanger E-242</i>	44
Gambar 4.14	Grafik <i>Flowrate Tube Heat Exchanger E-242</i>	46

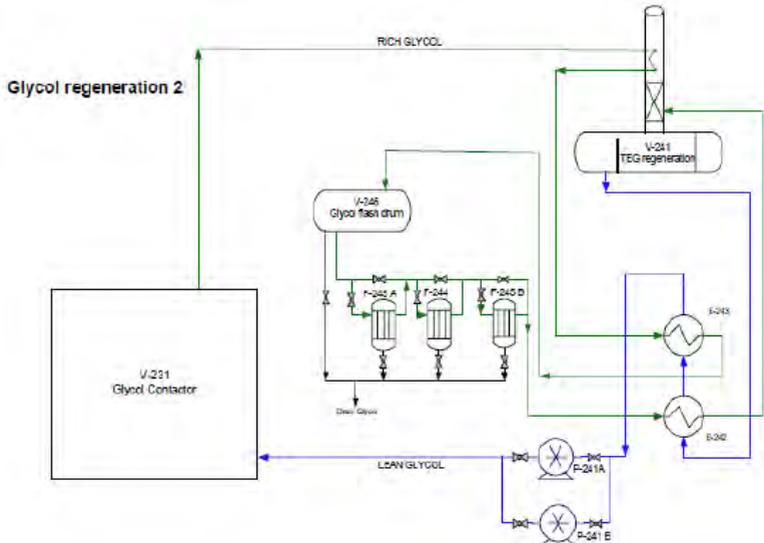
Gambar 4.15	Grafik LMTD <i>Heat Exchanger</i> E-242	46
Gambar 4.16	Grafik <i>Fouling Resistance Heat Exchange</i> E-242	47
Gambar 4.17	Grafik <i>Fouling Resistance Heat Exchange</i> E-233; E-243; E-242	48

DAFTAR NOTASI

Simbol	Deskripsi	Satuan
Q	Perpindahan Panas keseluruhan	kcal/hr
U	Koefisien perpindahan panas keseluruhan	Btu/hr-ft ² -°F
A	Luas area perpindahan panas	ft ²
ΔT_{LM}	<i>Log mean temperature difference</i>	°F
Cp	Panas spesifik fluida	BTU/lb.°F
m	Massa Fluida	lb/hr
$T_{h,o}$	Temperatur Outlet Fluida panas	°F
$T_{c,o}$	Temperatur Outlet fluida dingin	°F

BAB II DASAR TEORI

2.1 Proses Regenerasi TEG



Gambar 2.1 flow diagram regenerasi glycol

Proses regenerasi TEG dimulai dengan tahapan *preheater*. *Preheater* digunakan untuk meningkatkan suhu dari *rich TEG* secara bertahap karena suhu untuk regenerasi pada *reboiler* sekitar 380°F. Pertama *rich TEG* yang bersuhu 80°F, dilewatkan ke dalam *reflux coil* untuk meningkatkan suhu *rich TEG* menjadi sekitar 118°F. Selain sebagai *preheater*, *reflux coil* juga bisa berfungsi sebagai kontrol suhu agar TEG yang sedang dipanaskan di *reboiler* tidak ikut menguap bersama air sehingga dapat meminimalisir penggunaan TEG. Selanjutnya, pada *lean-rich glycol heat exchanger* (E-242) terjadi penukaran suhu antara *rich TEG* yang keluar dari *reflux coil* dengan *lean TEG* yang keluar dari *surge tank* sehingga *rich TEG* yang keluar mencapai suhu sekitar 140-175°F. *Heat exchanger* (E-242) ini digunakan

untuk mengurangi *viskositas rich TEG* karena semakin tinggi suhu dari TEG semakin rendah viskositasnya. Sehingga diharapkan dapat mempermudah proses separasi pada *glycol flush drum*.

Glycol flush drum V-246 digunakan untuk memisahkan *condensat* dan *rich TEG*. Suhu TEG yang ada di dalam *glycol flush drum* sekitar 170°F. Pada suhu itu *viskositas* antara *condensat* dan TEG diharapkan telah dapat memisahkan ikatannya. Sehingga kedua zat tersebut akan terpisah. Tekanan dalam *glycol flush drum* adalah sekitar 50 psig. *Rich TEG* akan mengalir ke *carchoal filter* untuk proses regenerasi selanjutnya. TEG dapat mengalir menuju *filter* dan kemudian menuju *reboiler* memanfaatkan tekanan yang ada di dalam *flush drum*. Apabila tekanan terlalu rendah, TEG tidak akan bisa mengalir menuju ke *reboiler*. TEG akan menunggu tekanan di dalam *Glycol flush drum* mencapai tekanan sekitar 50 psig agar bisa mengalir menuju *reboiler*. Ketika tekanan berlebihan di dalam *glycol flush drum* maka *gas outlet* akan terbuka dan gas akan mengalir ke *KO drum V-204* dan *condensat* dialirkan menuju *flush drum V-207*.

Pada *carchoal filter F-244*, terjadi *absorpsi* TEG dari *condensat* yang masih terkandung dalam TEG. *Condensat* yang telah dipisahkan dialirkan ke *flush drum V-246*. Sedangkan *rich TEG* akan dialirkan ke *fine filter*. Pada *fine filter F- 245A/B* kandungan padatan di dalam TEG akan disaring. *Rich TEG* yang telah disaring akan dialirkan menuju *lean-rich glycol heat exchanger (E-243)*. Pada *lean-rich glycol heat exchanger* terjadi penukaran suhu antara *rich TEG* dengan *lean TEG* yang berasal dari *surge tank* hingga TEG yang akan masuk kedalam *reboiler* bersuhu sekitar 300°F.

Di dalam *reboiler* terjadi proses destilasi dimana zat dengan titik didih yang lebih rendah akan menguap terlebih dahulu. Titik didih *rich TEG* adalah 404°F sedangkan titik didih air 212°F. *Rich TEG* akan dipanaskan pada alat ini hingga mencapai 396°F dimana air yang terkandung di dalamnya akan menguap terlebih dahulu. Pemanasan alat ini menggunakan alat

yang bernama *burner*. Di dalam *reboiler* TEG yang masih mengandung banyak kadar air dan *condensat* yang tebawa akan turun ke bawah karena memiliki massa jenis yang lebih tinggi sedangkan TEG yang paling ringan (memiliki suhu yang lebih tinggi) akan ke naik ke atas kemudian akan mengalir menuju *surge tank*.

Surge tank merupakan tangki untuk mengumpulkan *lean TEG* sebelum dialirkan lebih lanjut. Selain itu, *surge tank* berfungsi untuk menstabilkan aliran dari *lean TEG*. Setelah dari *surge tank*, *lean TEG* dialirkan ke *heat exchanger* dua kali (E-242 dan E-243) untuk mendinginkan *lean TEG* hingga 160-175°F karena suhu operasi pada pompa sirkulasi TEG sekitar 179,7°F. Setelah dari *lean/rich TEG heat exchanger*, *lean TEG* dipompa menuju *TEG contactor*. Namun sebelum ke *TEG contactor*, *lean TEG* masuk *gas/glycol heat exchanger* untuk didinginkan kembali hingga suhu TEG menjadi sekitar 60°F.

2.2 Proses dan Kontrol *Reboiler*

Pada *reboiler* terjadi proses pemanasan TEG yang masih mengikat banyak air hingga suhu TEG pada *reboiler* berkisar di suhu 375°F atau sesuai dengan *set point* suhu yang ditentukan. Pada suhu 375°F air yang terikat oleh TEG di *glycol contactor* diharapkan dapat terlepas dari TEG. Karena titik didih air 212°F, maka air yang terikat oleh TEG dapat menguap dan keluar dari *reboiler* melalui *vapour line* menuju ke *burn pit*. TEG yang masih mengandung banyak kadar air dan *condensat* yang tebawa akan turun ke bawah karena memiliki massa jenis yang lebih tinggi sampai kadar airnya berkurang dan massa jenis-nya menjadi lebih ringan. TEG yang memiliki kadar air rendah akan naik ke atas permukaan dari *reboiler* dan akhirnya akan mengalir menuju *surge tank*.

Di dalam *reboiler* terdapat 3 indikator yang dikontrol, yaitu:

- Temperatur

Temperatur adalah hal terpenting dalam proses regenerasi TEG. Temperatur dalam *reboiler* selalu dijaga agar tetap pada temperatur yang di tentukan. Apabila temperatur kurang dari *set point* yang ditentukan, kadar air yang ada dalam *lean TEG* akan terlalu besar. Sehingga proses *dehidrasi gas* yang berlangsung di *glycol contactor* akan terganggu dan mengakibatkan besarnya kadar air yang berada dalam gas.^[2] Apabila suhu dalam *reboiler* terlalu besar, akan mengakibatkan TEG akan ikut menguap dan keluar bersama uap air.

- Level *reboiler*

Level TEG dalam *reboiler* selalu dikontrol agar tetap berada pada posisi normal. Level TEG yang terlalu besar menyebabkan TEG yang masih memiliki banyak kandungan air di dalamnya mengalir menuju *surge tank*. Jika level TEG terlalu rendah, mengakibatkan kerusakan pada *burner*.^[3]

- Tekanan

Tekanan pada *reboiler* tetap dikontrol agar jangan sampai terlalu besar. Jika tekanan terlalu besar dapat menyebabkan menguapnya TEG dan keluar melalui *vapoor line*.

Temperatur pada *reboiler* diatur oleh *Local Programable Control Logic* (PLC). *Input data* yang diperoleh dari *transmitter temperatur* dan *transmitter level* yang ada pada *reboiler* diolah di dalam PLC.^[3] Data yang diterima PLC kemudian diolah agar dapat mendapatkan output yang sesuai dengan *set point* pada temperatur yang ditentukan. Kemudian PLC akan mengontrol *burner/pemanas* yang ada di dalam *reboiler*.

Burner adalah pipa yang masuk kedalam *reboiler* dan berfungsi untuk memanaskan TEG. Di dalam *burner* terjadi pembakaran gas yang diatur oleh *control valve* disebut *main burner*. *Main burner* inilah yang selanjutnya dikontrol oleh PLC untuk menentukan buka dan tutupnya. Selain *burner* terdapat juga *air instrument* yang menjadi penyedia oksigen yang digunakan

untuk pembakaran gas.^[4] Proses buka-tutup *main burner* dan *air instrument* diatur secara sinkron oleh PLC. Ketika suhu TEG telah melebihi batas dari *set point* maka *main burner* dan *air instrument* akan menutup secara perlahan secara bersamaan. Dan apabila suhu TEG berada dibawah *set point* maka *main burner* dan *air instrument* akan membuka secara perlahan.

Sedangkan untuk menghasilkan api, yang diatur oleh *pilot*. *Pilot* berfungsi untuk membakar gas yang dikeluarkan *main burner*. *Pilot* adalah *valve* yang mengeluarkan gas dengan tekanan yang kecil sehingga akan menghasilkan api yang kecil. Api pada *pilot* berasal dari *ignitor*. *Ignitor* adalah pematik yang akan memercikan api yang kemudian akan menyalakan *pilot*. *Pilot* akan terus menyala ketika *main burner* tertutup sedangkan *ignitor* akan dimatikan ketika *pilot* sudah mulai menyala.^[3]

2.3 Proses Start Up Reboiler

Proses *start-up reboiler* dimulai dengan melakukan *purging* yaitu proses pembersihan gas yang ada di dalam *burner*. *Purging* dilakukan agar tidak terjadi ledakan ketika memulai proses pembuatan api pada *pilot burner*. *Purging* dilakukan dengan cara membuka *purging valve* selama 3 detik sehingga gas yang ada dalam *burner* dapat keluar.^[3]

Setelah proses *purging* selesai *pilot valve* dibuka kemudian *ignitor* dinyalakan. Di dalam *burner* terdapat *flame detector* yang digunakan untuk mendeteksi ada tidaknya nyala api. Apabila api tidak terdeteksi maka *pilot valve* akan menutup dan *purging valve* akan membuka. Jika api sudah mulai terdeteksi maka *ignitor* akan dimatikan. *Main fuel burner* akan terbuka secara perlahan dan selanjutnya proses pada *reboiler* akan berjalan normal. Jika saat proses pembakaran berlangsung *flame detector* membaca tidak ada api maka *reboiler* akan *shut down* dan menutup *main fuel valve* dan *pilot valve*.

2.4 Proses Pengelolaan *Condensat*

Condensat adalah hasil sampingan dari pengolahan gas. Gas yang terkirim dari CPP atau PPP memungkinkan kondensat ini terbawa menuju ORF. *Condensat* berisi senyawa *hidrokarbon* yang terikut dalam gas dan tercampur dengan air dan sedimen-sedimen lainnya. Di ORF *condensat* dapat menumpuk dalam *vessel-vessel* yang digunakan untuk mengeringkan gas. Setelah kondensat dan air tersebut mencapai level tertentu di dalam *vessel* maka akan dilakukan proses pengolahan *condensat*.

Proses pengolahan *condensat* dimulai dengan memindahkan *condensat* yang tertampung dalam *vessel-vessel* menuju ke *flush drum* V-207. Dari *flush drum condensate* akan dipisahkan dari air. Berdasarkan massa jenisnya air berada di bawah *condensat*, maka di dalam *flush drum* ini air akan berada di bagian bawah *vessel* sedangkan *condensat* akan berada di atasnya. *Condensat* yang berada di bagian atas akan masuk ke dalam *bucket* dan mengalir menuju *heat exchanger* E- 206 dan masuk ke *condensat heater*. Sedangkan air akan berada di bagian bawah *vessel* dan akan mengalir melewati *wire* dan akhirnya akan terbuang menuju API *skimmer*.

Condensat yang berada di *condensat heater* E-201 akan dipanaskan dan dibuat agar air yang masih terbawa menguap. Di dalam *condensat heater* suhu *condensate* akan naik menjadi 195°F. Pada suhu itu *condensat* masih belum stabil karena *viskositas condensat* menjadi besar dan memungkinkan untuk menguap. Oleh karena itu *condensat* dialirkan menuju *degasser*. *Degasser* V-203 digunakan untuk mensatabilkan *condensat* dengan cara mengurangi atau menghilangkan kadar gasnya. Setelah gas berkurang maka *condensate* akan menjadi stabil dan siap untuk di pompa menuju *heat exchanger* E-206. Di *heat exchanger* E- 206 suhu *condensat* menjadi turun menjadi sekitar 100°F dan siap untuk dimasukkan menuju tank T201 A/B.

2.5 Komposisi Kandungan Gas

Komponen *hidrokarbon* adalah komponen yang paling banyak terkandung didalam minyak bumi dan gas alam. *Natural gas* (gas alam) adalah bahan bakar gas yang berasal dari *fossil*, tidak berwarna, tidak berbentuk, gas yang tidak berbau, tidak dapat diperbaharui, mudah terbakar, ketika dibakar akan memberikan banyak energi panas.^[1] Tidak seperti bahan bakar minyak lain yang berasal dari *fossil*, *natural gas* bersih nyala apinya. Pada komposisi gas yang ada pada Pertamina Hulu Energi WMO kandungan gasnya sebagai berikut :

Tabel 2.1 *material stream* (gas inlet komposisi)

No	Item of Analisis		Unit	16" Incoming PPP
1	Nitrogen	N ₂	%mole	0.878
2	Carbon Dioxide	CO ₂	%mole	0.413
3	Methane	CH ₄	%mole	86.716
4	Ethane	C ₂ H ₆	%mole	5.927
5	Propane	C ₃ H ₈	%mole	3.506
6	I-Buthane	i-C ₄ H ₁₀	%mole	0.792
7	N-Buthane	n-C ₄ H ₁₀	%mole	0.961
8	I-Penthane	i-C ₅ H ₁₂	%mole	0.339
9	N-Penthane	n-C ₅ H ₁₂	%mole	0.234
10	Hexane plus	C ₆ ⁺	%mole	0.234

2.6 Heat Exchanger

Heat Exchanger adalah alat penukar panas yang dapat digunakan untuk memanfaatkan atau mengambil panas dari suatu fluida untuk dipindahkan ke fluida lain. Fungsi sebagai *heat*

exchanger adalah digunakan untuk mengontrol sistem substansi temperatur dengan menambah atau menghilangkan energi *termal*.^[12]

Untuk menentukan performansi termal untuk menukar panas dengan menghitung transfer panas secara keseluruhan koefisien U dan daerah A. Pada temperatur *inlet* yang didapat dari dua aliran dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut :

$$Q = UA F \Delta T_{LM} \dots\dots\dots(2.1)$$

dimana:

- Q = Heat Duty (W)
- U_a = Koefisien perpindahan panas keseluruhan (W/m² K)
- A = Heat Transfer Area (m²)
- F = LMTD Correction Factor
- ΔT_{LM} = Log Mean Temperature Difference (°K)

Untuk menentukan nilai LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) bisa digunakan persamaan untuk menukar dua fluida yang mengalir dengan sistem *steady state*^[8] sebagai berikut :

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

Dimana delta T log digunakan untuk merata-rata hasil aritmatika dan keseimbangan energi panas dalam setiap aliran yang masuk dari dua aliran.

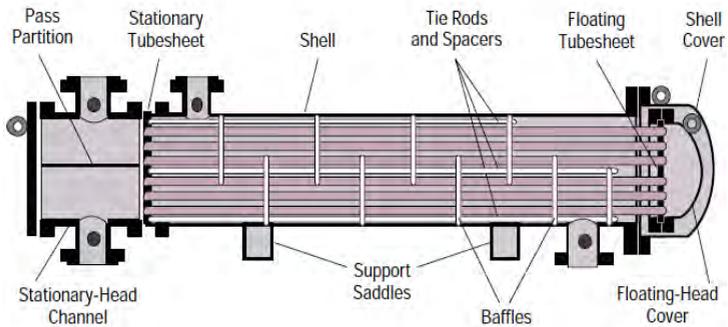
Untuk melihat kesetimbangan perpindahan panas dari *shell* dan *tube* dapat menganalisa dengan kondisi *steady state*. Dari dua aliran *shell* dan *tube* dapat menganalisa perpindahan panas dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$Q = m_c C_{p_c} \Delta T_c = m_h C_{p_h} \Delta T_h \dots\dots\dots(2.3)$$

dimana :

- Q = Heat Duty (W)
 m = Massa Fluida (lb/hr)
 C_p = Panas spesifik dari fluida (BTU/lb-°F)
 c = Dingin (°F)
 h = Panas (°F)

2.7 Heat Exchanger Shell and Tube



Gambar 2.2 Heat exchanger shell and tube.^[12]

Heat exchanger shell dan *tube* terdiri dari seikat tabung sejajar yang dapat memberikan aliran panas dan permukaannya dapat memisahkan dua aliran fluida. Pada bagian *tube side* laju aliran fluida melewati secara *aksial* melalui daerah dalam tabung. Pada bagian *shell side* laju fluida yang mengalir melewati bagian luar tabung. Pada bagian *baffles* terdapat sekat luar dan tegak lurus pada tabung, yang berbentuk melintang dan menyongkong tabung. *Tube side* berguna untuk menutup dari ujung tabung dan memastikan untuk pemisahan dua aliran didalam *heat exchanger*.^[12] Pada faktor efisiensi dari *heat exchanger shell* dan *tube* dapat diketahui dari fluida yang masuk hampir sama dengan

fluida yang keluar. Nilai *flowrate* yang ada dalam *heat exchanger shell* dan *tube* harus seimbang untuk melihat tingkat keefisiensian dari suatu alat *heat exchanger shell* dan *tube*. Untuk mengetahui nilai efisiensi dari alat penukar panas ini masih bekerja dengan baik bisa menganalisa dari nilai perhitungan *heat and mass balance*.^[12]

Untuk mengetahui nilai koefisien laju perpindahan panas (U) di *heat exchanger* dengan menggunakan hubungan empiris pada melihat dari masing-masing sisi dan resistansi terhadap nilai *fouling*.^[11] Persamaannya sebagai berikut:

$$\frac{1}{U} = \frac{d_o}{d_i h_i} + \frac{d_o R_{f,i}}{d_i} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + R_{f,o} + \frac{1}{h_o} \dots\dots\dots(2.4)$$

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*

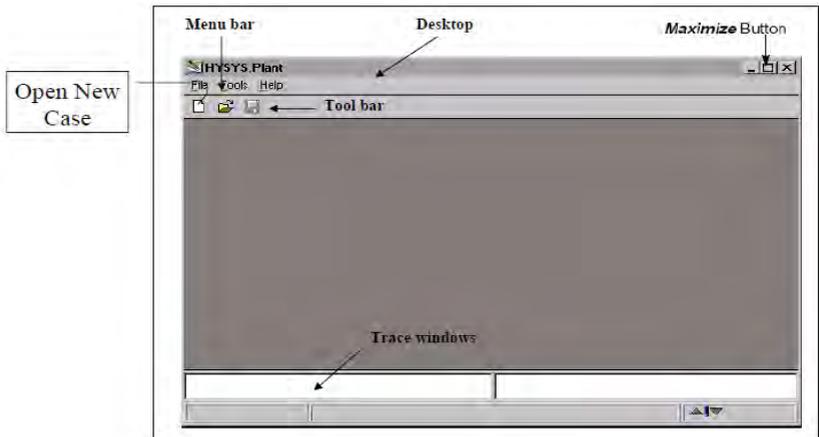
2.8 Aspen Hysys

Software aspen hysys adalah *software* untuk mendesain *plant* untuk mengetahui proses yang terjadi di industri. Pada perancangan proses dari *triethylen glycol* menggunakan *software tool hysys* untuk mempermudah mengetahui proses yang terjadi pada *plant* di perusahaan pertamina hulu energi WMO Gresik.^[6] *Tool hysys* untuk mengetahui proses kesetimbangan massa, laju perpindahan energi yang ada pada masing-masing

heat exchanger, dan mengetahui komposisi dari setiap *flowrate* yang terdapat dari tiap komponen.

Langkah-langkah untuk melakukan perancangan model pada *software hysys* pada *plant triethylene glycol*.^[8] Perancangan pada *hysys* tersebut sebagai berikut:

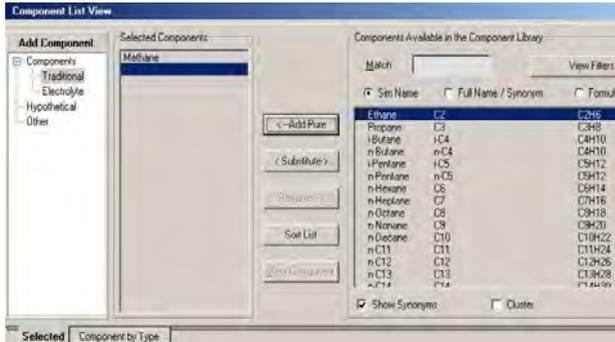
- Memilih komposisi yang digunakan
- Memilih model termodinamika
- Memilih komponen dari tiap peralatan dari *flowrate plant*
- Melakukan spesifikasi komposisi dan laju aliran perpindahan panas
- Menjalankan program (*running the simulation*)
- Memvalidasi data desain dan menganalisa hasil



Gambar 2.3 Tampilan awal *tool software hysys*^[8]

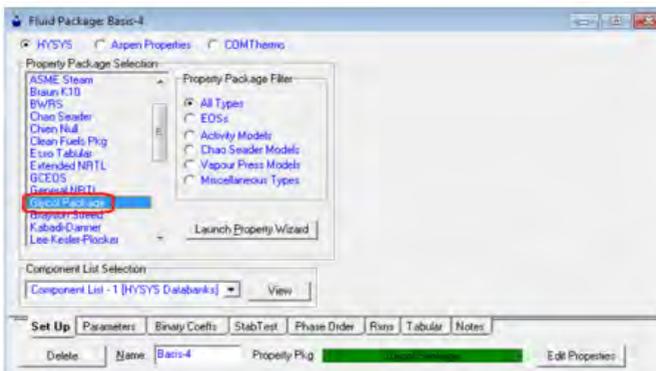
Perancangan model pada *software hysys* pertama kali dengan menentukan komposisi dari *flowrate* dari setiap input. Proses untuk menghilangkan kadar air dalam gas dengan menyemprotkan cairan berupa *glycol* pada komposisi gas alam yang terdapat di pertamina hulu energi Gresik. Dari setiap

komponen komposisi kandungan gas alam berupa *methane*, *propane*, *ethane*, H₂O dan *TEGlycol* adalah sebagai berikut:



Gambar 2.4 Tampilan komposisi *list view*^[8]

Untuk perancangan model untuk menentukan model termodinamikanya dengan menentukan dari model desain proses yang akan digunakan. Pada simulasi *steady state* pada perancangan model *triethylene glycol* menggunakan model termodinamika peng robinson.

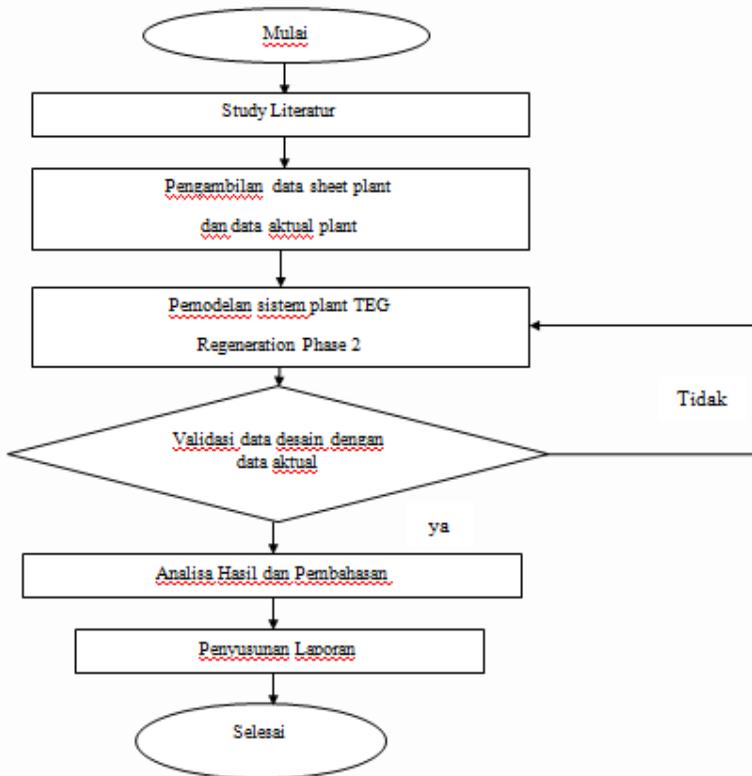


Gambar 2.5 Tampilan *fluid package menu*^[8]

BAB III METODOLOGI PERCOBAAN

3.1 Gambaran Umum

Di dalam mengerjakan tugas akhir ini diperlukan tahapan-tahapan metodologi yang harus dikerjakan untuk membahas suatu masalah. Tahapan-tahapan untuk menyelesaikan dalam tugas akhir ini akan ditampilkan pada diagram alir di bawah ini.



Gambar 3.1 Diagram alir penelitian

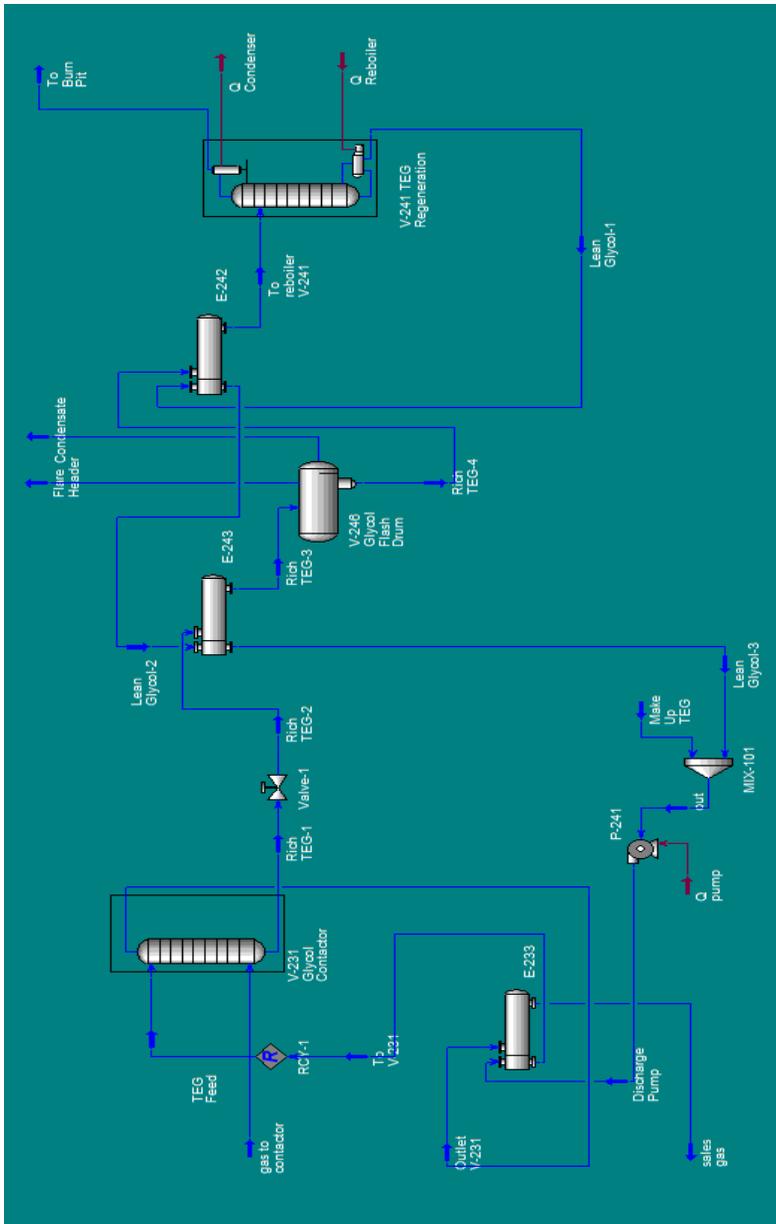
3.2 Pengambilan Data

Langkah pertama pada penelitian ini adalah pada pengambilan data pada desain *plant* dan data aktual pada *plant* TEG *Regeneration Phase 2*. Pada data desain yang diperlukan adalah data PFD pada *plant*, P&ID, temperatur, *pressure*, *flowrate*, dimensi dari setiap *plant*, serta data komposisi material. Pada data aktual diambil dari *reading gas* yang diambil sehari setiap 2 jam sekali. Data aktual diambil hanya sampai 3 bulan.

Data desain diambil dari beberapa komponen yang ada dalam Pertamina Hulu Energi WMO Gresik yaitu V-231 TEG *Contactora*, V-241 TEG *Regeneration*, V-242 *Heat Exchanger*, V-243 *Heat Exchanger*, P-241 TEG *Circulation Pump*, V-246 *Glycol Flush Drum*. Dari setiap *inlet* dan *outlet* dari data desain setiap per komponen yang dibutuhkan tersebut supaya bisa dirancang untuk membuat simulasi *plant*. Pada perancangan model desain simulasi harus disamakan dengan data desain *plant* dari tiap komponen yang ada dalam industri.

3.3 Pemodelan Sistem

Dalam pengerjaan tugas akhir ini untuk memodelkan sistem menggunakan *tool* yang ada dalam *software hysys*. Pada desain model matematik dan pemodelan simulasi, bisa mendapatkan hasil yang terbaik untuk mengetahui hasil proses dari sistem yang dirancang. Menggunakan *software hysys* digunakan untuk menganalisa dari suatu *plant* untuk membandingkan data *operation* dengan data desain *plant* pada *triethyelene glycol*. Sistem yang digunakan untuk pemodelan menggunakan sistem *steady state*.



Gambar 3.2 Model desain perancangan pada *software*

3.3.1 Tool Pemodelan *Plant Triethylene Glycol*

Komponen yang digunakan untuk merancang sistem pada *software hysys* pertama melakukan *new case* untuk membuat simulasi pada *software hysys*. Kemudian memilih *fluid package* untuk mengisi komponen apa saja yang terkandung dalam proses *plant TEG*. Setelah itu memasukkan model termodinamika sistem pada *property package* menggunakan peng robinson. Kemudian *enter simulation environment* untuk memulai merancang model proses *TEG plant*. Perancangan model simulasi melihat dari PFD untuk merancang apa saja komponen yang digunakan. Komponen yang akan digunakan untuk merancang *TEG plant* adalah *absorber, separator, reboiler absorber, heat exchanger, pompa dan recycle*. *Absorber* digunakan untuk memisahkan gas *inlet* yang terkandung uap air yang berada dalam gas, dengan menginjeksi cairan *glycol* yang dapat menyerap kadar air dalam gas. *Chemical* yang terbawa dalam cairan *glycol* akan di *regeneration* ulang untuk dimasukkan kembali kedalam *absorber*. Komponen yang digunakan untuk meregenerasi *glycol* yang tercampur dengan *chemical* lain dengan menggunakan *heat exchanger, separator dan reboiler absorber*. Pada pembuangan gas lain yang terbawa oleh *glycol* dipanaskan dengan *heat exchanger* supaya gas campuran bisa menguap. *Separator* digunakan sebagai pemisahan dari *liquid* dengan gas yang terbawa oleh *glycol*. Gas lain yang dibawa oleh *glycol* bisa terkondensat dan gas yang dikondensat akan dikeluarkan melalui *flare*. Fluida yang keluar dari *separator* akan dipanaskan ulang ke *heat exchanger* untuk menghilangkan gas lain yang masih terbawa oleh *glycol*. *Reboiler absorber* digunakan untuk meregenerasi *glycol* supaya terpisah dari gas lain dengan dipanaskan dengan suhu tertentu untuk menghilangkan gas yang terkandung dalam *glycol*. Pompa digunakan untuk menambah tekanan dari keluaran material *reboiler absorber* yang akan diinjek ulang ke dalam *absorber*.

Plant TEG yang sudah terintegrasi setelah itu dilakukan perhitungan untuk melihat perpindahan panas dari fluida dingin dan fluida panas yang terjadi pada *heat exchanger*. Pada perhitungan yang ada pada *heat exchanger* harus mengetahui

hasil *inlet* sama *outlet* yang ada pada *shell and tube*. Untuk melakukan perhitungan perpindahan panas menggunakan persamaan pada 2.3.

Dengan menggunakan rumus persamaan 2.3 dapat mencari perhitungan perpindahan panas dari tiap *heat exchanger* yang digunakan pada simulasi. *Heat exchanger* yang ada dalam pemodelan TEG *plant* terdapat 3 *heat exchanger* untuk menentukan nilai perpindahan panasnya. Pada ketiga *heat exchanger* tersebut dilakukan perhitungan mencari perpindahan panasnya yang ditabelkan pada tabel 3.1 sebagai berikut.

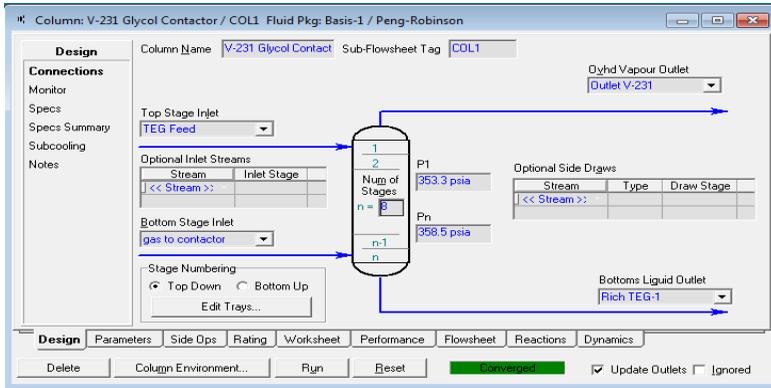
Tabel 3.1 hasil perhitungan LMTD dan Q

Unit	ΔT_{LM}	Q
E-233	36,92	736964,6
E-243	29,84	194497,12
E-242	45,74	1443554,4

Pemodelan dari desain industri didapat nilai Q pada *heat exchanger* seperti yang ada pada persamaan diatas. Dari data desain tersebut kemudian akan dibandingkan dengan desain kondisi operasi pada lapangan.

➤ *Glycol Contactor V-231*

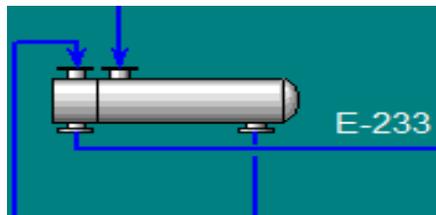
Pemodelan pada proses *triethylene glycol* pada peralatan komponen *absorber*. Kolom *absorber* pada TEG *plant* terdapat 8 *tray* dengan desain *pressure* pada P1 353,3 psia dan Pn 358,5 psia. Dengan dua *input* dari TEG *Feed* dan *gas to contactor* serta *output* yang dihasilkan juga memiliki 2 *output* yaitu pada *outlet V-231* dan *Rich TEG-1*. Dari kolom *input TEG Feed* dimasukkan cairan berupa *glycol* yang berguna untuk menyerap kadar air dalam gas. *Gas to contactor* input dari *natural gas* yang terkandung komposisi gas yang berupa *methane*, *ethane*, *propane*, H₂O, dll. Pada *outlet* dihasilkan *dry gas* yang sudah bersih dari kadar air. *Rich TEG-1* mengeluarkan kandungan gas dan *chemical* lain yang terbawa oleh cairan *glycol* yang akan diregenerasi.



Gambar 3.3 Model desain *absorber*

➤ *Heat Exchanger*

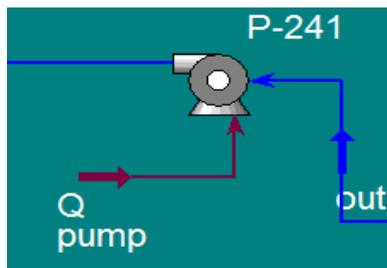
Pemodelan desain model *heat exchanger* pada *plant triethylene glycol* terdapat 3 *heat exchanger* yang berguna untuk menukar panas dan dingin pada suatu fluida. Pada laju aliran dari *rich glycol* fluida akan dipanaskan sebelum masuk kedalam *reboiler absorber* untuk diregenerasi. Fungsi dari *heat exchanger* mengatur suhu laju aliran yang berada pada aliran *rich glycol* untuk kinerja dari *reboiler absorber* tidak terlalu berat dan untuk *lean glycol* laju aliran yang keluar dari *reboiler absorber* akan didinginkan. Tipe *heat exchanger* yang digunakan adalah *heat exchanger shell and tube*. Dimana *heat exchanger shell and tube* digunakan untuk mendinginkan fluida yang masuk. Sedangkan *heat exchanger tube* digunakan untuk memanaskan laju aliran fluida yang masuk.



Gambar 3.4 Model desain *heat exchanger*

➤ Pompa P-241

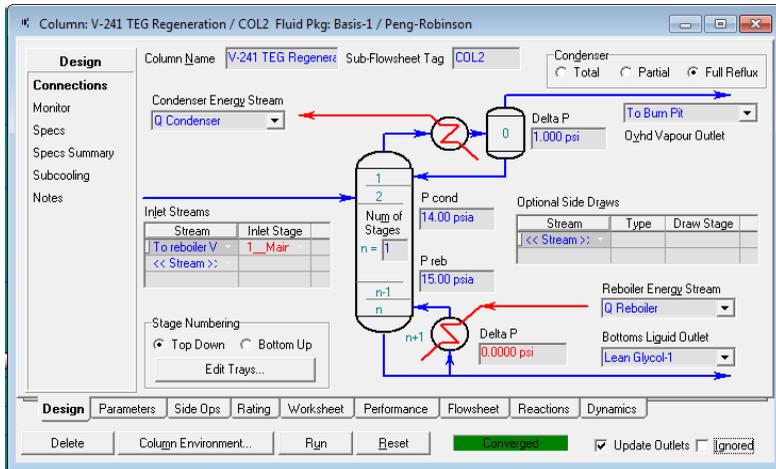
Pemodelan model desain pada *circulation pump* digunakan untuk menaikkan *pressure* pada fluida. Fluida yang keluar dari *reboiler absorber* mempunyai tekanan yang kecil maka dibutuhkan pompa. Pompa ini digunakan untuk menaikkan *pressure* dari *outlet reboiler absorber* yang akan menuju ke *glycol contactor*. *Pressure* yang keluar dari pompa sebesar 390,7 psia yang akan dimasukkan menuju ke *glycol contactor*.



Gambar 3.5 Model desain pompa

➤ TEG *Regeneration* V-241

Pada pemodelan TEG *regeneration* terdapat 1 *tray* dari 1 *input* pada *rich glycol* yang berfungsi memisahkan *vapor* dengan *liquid*. Pada proses didalam TEG *regeneration chemical* yang masuk akan dipanaskan dengan temperatur sekitar 380°F. Maka *liquid* akan terpisah dengan kandungan gas lain yang dan pada gas lain akan dibuang ke *flare*. Kandungan *liquid* yang berupa *glycol* sudah terpisah dengan kandungan gas lain akan di *recycle* untuk menyerap kadar air dalam gas pada *absorber* untuk menghasilkan *dry gas*. *Reboiler* berfungsi sebagai memanaskan didalam TEG *regeneration* untuk memisahkan kandungan yang masih tercampur dalam *glycol*. Energi panas yang dihasilkan dari *reboiler* sebesar 237900 kcal/h. *Outlet* dari TEG *regeneration* akan berupa *lean glycol* yaitu *glycol* yang sudah terpisah oleh kandungan *chemical* lain. Pada *lean glycol* yang masuk dari tiap *heat exchanger liquid* akan didinginkan.



Gambar 3.6 Model desain TEG regeneration

3.4 Kondisi *Heat Exchanger* terjadi *Fouling*

Pada nilai *input absorber* yang terendah untuk terjadi *fouling* pada tiap *heat exchanger* terjadi *input* dari *heat exchanger* E-233 sebesar 83,1°F dengan *output* pada *shell* 83,46°F. Dengan nilai *fouling resistance* sebesar 0,000479184 dan pada nilai *input tube* sebesar 114,3°F sedangkan nilai *output* 90°F. Pada nilai *fouling resistance* terendah tidak terjadinya *fouling* terhadap *heat exchanger*. Pada *heat exchanger* E-243 nilai *temperatur input shell* sebesar 90,15°F dan nilai *output* sebesar 180°F. Nilai *temperatur tube* sebesar 218,4°F dan nilai *output* 121,5°F sedangkan nilai *fouling resistance* sebesar 0,001418765. Pada nilai *heat exchanger* E-242 pada *temperatur shell* sebesar 180°F dan nilai dari *output* sebesar 334°F. Pada nilai *input temperatur tube* sebesar 380°F sedangkan nilai *output* 217,6°F dan nilai dari *fouling resistance* 0,0086758.

Tabel 3.2 nilai *stream input* dan *output fouling* terendah

Unit	Temperatur Input (F)	Temperatur Output (F)	Mass Flow (lb/hr)	RF
E-233 (Shell)	83,1	83,46	188200	0,000479184
E-233 (Tube)	114,3	90	5535	0,000479184
E-243 (Shell)	90,15	180	5781	0,001418765
E-243 (Tube)	218,4	121,5	5534	0,001418765
E-242 (Shell)	180	334	5779	0,0086758
E-242 (Tube)	380	217,6	5534	0,0086758

Pada data tabel 3.2 didapatkan nilai dari *input* dan *output* dari nilai data kondisi operasi pada *fouling* terendah. Nilai dari temperatur untuk tidak terjadi *fouling* pada data kondisi operasi didapat dari E-233 *shell* dari nilai *input* 83,1°F dan nilai *output* 83,46°F sedangkan nilai dari *tube input* 114,3°F dan nilai *output* 90°F. Nilai dari E-243 pada *shell input* 90,15°F dan nilai *output* 180°F sedangkan nilai *tube input* 218,4°F dan nilai *output* 121,5°F. Nilai E-242 pada nilai *shell input* 180°F dan nilai *output* 334°F sedangkan nilai *tube input* 380°F dan nilai *output* 217,6°F.

3.5 Simulasi Data Kondisi Operasi

Pada data simulasi dari pemodelan desain dilakukan validasi dan melakukan perhitungan perpindahan panas dari data desain. Data operasi di lapangan yang diambil dari *reading gas* dapat digunakan sebagai perbandingan efisiensi perpindahan panas dari data desain dan data operasi. Data operasi diambil selama 3 bulan pada bulan Maret, April dan Mei. Parameter yang akan dimasukkan kedalam data operasi yaitu komposisi dari gas, *flowrate*, temperatur yang dimasukkan pada tiap komponen, serta *pressure* dari data operasi dari tiap komponen. Melakukan model simulasi dengan memasukkan data operasi per hari selama 3 bulan dapat mengetahui perbedaan dari data aktual dan data desain. Data aktual juga melakukan perhitungan nilai perpindahan panas dari data per hari pada data operasi. Setelah selesai melakukan pemodelan dapat dilakukan perbandingan dan menganalisa tingkat efisiensi pada *heat exchanger* pada TEG *plant*.

3.6 Validasi Data Desain Dengan Data Aktual

Setelah melakukan pemodelan simulasi dari data aktual dan data desain dapat melakukan validasi dan perbandingan data yang dapat digrafik. Dari nilai Q dapat menganalisa antara perbandingan dari data desain dan data aktual yang sudah dimodelkan. Validasi data desain membandingkan *datasheet* desain *plant* per komponen. Kemudian didapat simulasi pemodelan membandingkan data desain dengan data aktual dari *reading gas*.

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab 4 ini membahas tentang hasil simulasi pemodelan dan perhitungan perpindahan panas *inlet* dan *outlet* dari *heat exchanger*, serta mencari nilai koefisien perpindahan panas, dan menganalisa efisiensi alat penukar panas yang digunakan di *TEG plant*. Membandingkan data desain dan data aktual yang sudah divalidasi dan dibandingkan untuk menganalisa hasil dari proses simulasi.

4.1 Analisa dan Validasi Kondisi Desain

Kondisi desain adalah kondisi dimana pada saat pembuatan yang dibuat menyesuaikan *datasheet* dari tiap komponen untuk mengetahui proses operasi sistem. Untuk menganalisa simulasi yang dirancang dari pemodelan dengan menggunakan *tools* di *hysys* kita dapat mengetahui *inlet* dan *outlet*. Setelah didapat nilai temperatur dari tiap komponen, *flowrate* dari tiap komposisi dan nilai UA bisa mencari nilai Q dari *heat exchanger* yang ada pada *plant*. Pada *TEG plant* yang beroperasi di perusahaan Pertamina Hulu Energi WMO terdapat 3 buah *heat exchanger*. *Heat exchanger* yang ada diperusahaan PHE WMO bertipe *shell and tube*. *Heat exchanger* E-233 *inlet* temperatur *tube* yang masuk sebesar 109,3°F dengan *outlet* 90°F dan data temperatur *shell inlet* adalah 78,95°F dan *outlet* 79,7°F. Nilai *flowrate* yang didapat dari *shell* adalah sebesar 414800 lb/hr dan nilai dari *tube* sebesar 12200 lb/hr. Dari data desain tersebut akan divalidasi dengan *datasheet* yang digunakan pada data awal. Kemudian dari data temperatur *tube* dan *shell* dapat dicari nilai LMTD. Dari data desain didapatkan nilai LMTD 29,84 dan nilai UA yang terdapat dari data *hysys* didapat 6518 Btu/F-hr. Untuk mencari nilai perpindahan panas nilai Q dapat diambil dari nilai LMTD dan nilai UA yang sudah diketahui. Nilai Q dari *heat exchanger* E-233 sebesar 194497,12. *Heat Exchanger* E-243 didapat nilai *tube inlet* pada temperatur sebesar 217,2°F dan outletnya sebesar 111,1°F. Nilai temperatur dari *shell* di *heat exchanger* E-243 nilai

inlet sebesar 81,29°F dan nilai *outlet* sebesar 180°F. Nilai *flowrate* yang dihasilkan dari *heat exchanger* pada *shell* 12760lb/hr dan nilai *tube flowrate* sebesar 12200 lb/hr. Nilai dari *inlet* dan *outlet tube* dan *shell* didapatkan bisa mencari nilai LMTD dari sebuah *heat exchanger*. Dari perhitungan LMTD di *heat exchanger* E-243 didapat 36,92 dan nilai UA yang dihasilkan 21940 Btu/F-hr. setelah didapat nilai LMTD dan UA bisa melakukan perhitungan untuk mencari nilai perpindahan panas Q. Nilai Q yang didapat dari *heat exchanger* E-243 adalah sebesar 810024,8. Pada nilai *heat exchanger* E-242 juga dilakukan perhitungan mencari nilai LMTD dan nilai Q. Dari nilai *inlet* temperatur di *tube* sebesar 380°F dan nilai dari *outlet* sebesar 217,2°F. Sedangkan nilai *shell* didapat nilai *inlet* sebesar 180°F dan nilai *outlet* 334°F. Nilai *flowrate* yang didapat pada *heat exchanger* E-242 pada *shell* sebesar 12750 lb/hr dan pada *tube* sebesar 12200 lb/hr. Setelah mengetahui nilai dari *shell* dan *tube* dari *inlet* dan *outlet* di *heat exchanger* dapat dilakukan untuk menghitung nilai LMTD dan nilai perpindahan panas Q. Nilai LMTD yang didapat setelah melakukan perhitungan dari nilai *inlet* sama *outlet* di *shell* dan *tube* adalah sebesar 45,74. Dari komposisi *flowrate* dan nilai temperatur didapat nilai UA sebesar 31560 Btu/F-hr. Nilai LMTD dan nilai UA didapat bisa menentukan nilai perpindahan panas yang sebesar 1443554,4. Setelah memvalidasi dari nilai datasheet yang sudah dimasukkan kedalam *software hysys* dapat menganalisa dari nilai perpindahan panas yang diperoleh dari data desain. Dari data desain didapatkan nilai Q dari tiap komponen di *heat exchanger* untuk melihat tingkat efisiensi dengan membandingkan data aktual yang didapat dari *reading gas*. Sistem desain yang dirancang di *software hysys* menggunakan sistem *steady state*. Dimana sistem *steady state* nilai dari *inlet* dan *outlet* tidak berubah-ubah parameter yang dihasilkan. Untuk melihat kandungan komposisi gas dengan *inlet* dan *outlet* tidak berubah data yang *recycle* untuk meregenerasi *glycol*. Untuk memvalidasi data *shell* dan *tube* dilakukan perhitungan menggunakan Q apakah seimbang atau tidak.

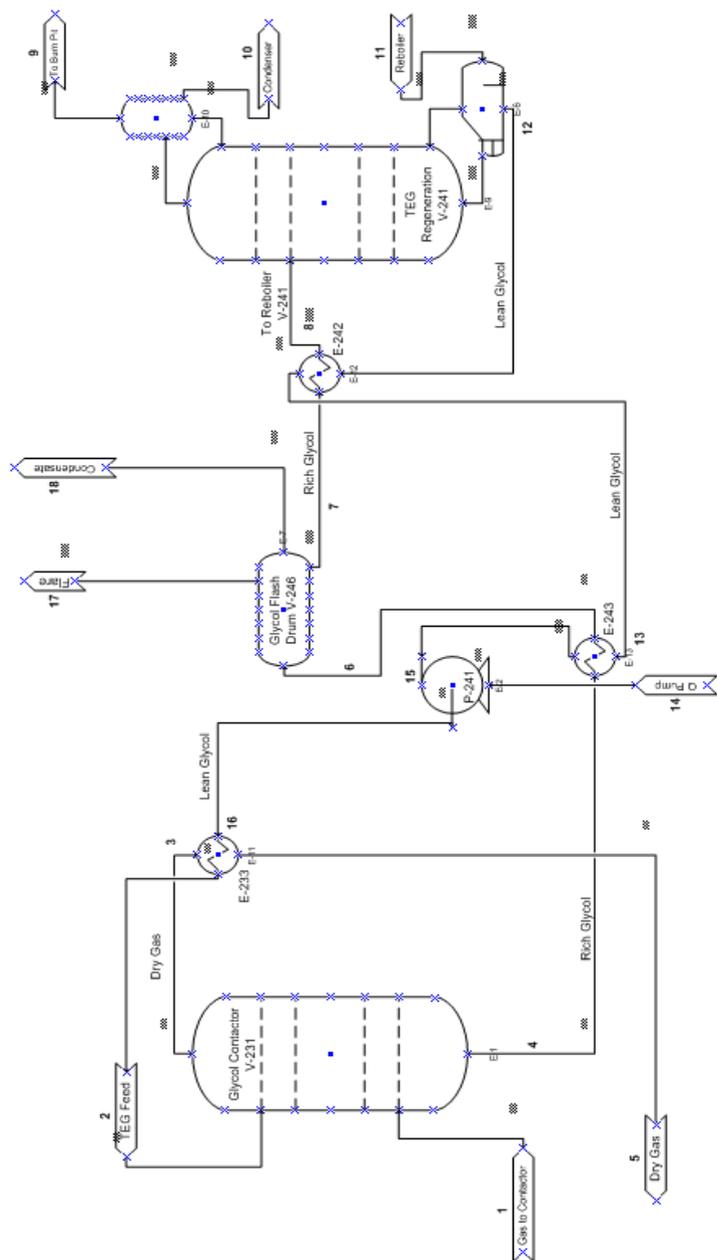
4.2 Analisa dan Validasi Kondisi Aktual

Kondisi data aktual digunakan untuk membandingkan hasil dari *inlet* dan *outlet* setiap komponen untuk menganalisa dari perpindahan panas yang terjadi didalam *heat exchanger* dengan data desain yang ada pada *datasheet*. Dari pengambilan data per hari bisa untuk melihat respon dari kondisi desain dengan kondisi aktual untuk menganalisa terjadinya perpindahan panas dan melihat tingkat efisiensi dari tiap komponen. Pengambilan *reading gas* dilakukan sekitar kurang lebih selama 8 bulan untuk melihat kinerja proses untuk membandingkan dari data desain.

Nilai yang berubah pada data aktual terjadi dalam perubahan pada nilai Q dan nilai UA dari tiap komponen *heat exchanger*. Dari setiap *heat exchanger* dilihat nilai Q untuk membandingkan dengan data desain apakah ada penurunan efisiensi yang terjadi dalam proses regenerasi *glycol* di TEG plant. Untuk memvalidasi data desain biasanya dilihat dari data UA sama data Q untuk membandingkan data yang didapat dari data aktual. Yang dirubah-rubah untuk memasukkan nilai aktual yaitu pada temperatur, *pressure*, *flowrate* untuk mengetahui hasil perhitungan UA , $LMTD$ dan nilai perpindahan panas dalam *heat exchanger*. Setiap *heat exchanger* akan dibandingkan data aktual dengan data desain selama 8 bulan.

4.3 Analisa Perbandingan Kondisi Aktual dan Desain

Data hasil dari simulasi kondisi desain dengan kondisi aktual dapat menganalisa dengan membandingkan dan melakukan perhitungan $LMTD$, perpindahan panas, dan *heat and mass balance*. Data temperatur yang didapat pada *shell* dan *tube* dari masing-masing *heat exchanger* bisa didapat hasil nilai perpindahan panas dan menganalisa *heat and mass balance*. Data desain dapat dibandingkan dari *datasheet* sedangkan data aktual dibandingkan dengan nilai dari data desain.



Gambar 4.1 Model TEG regeneration phase 2

Data hasil dari pfd pada TEG *regeneration phase 2* dilihat dari setiap *inlet* dan *outlet* dari tiap *flowrate*, temperatur, *pressure* dan *fraksi mole*. Dari setiap komponen dapat dianalisa melalui perbandingan data desain dan data aktual dengan melihat setiap *fraksi mole*, *pressure*, temperatur, dan *flowrate* pada *input* dan *output* dari setiap komponen pada TEG *regeneration phase 2*. Untuk melihat tingkat ke efisien dari setiap peralatan dapat dilihat dari kinerja *plant* pada *heat exchanger* untuk melihat laju perpindahan panas. Dari setiap *heat exchanger* dapat memaksimalkan kinerja dari *reboiler absorber* untuk meregenerasi dari *glycol*. Sistem kinerja *heat exchanger* digunakan untuk penukar laju aliran panas dan dingin yang masuk dari *shell and tube*. Agar kinerja dari pemanasan didalam TEG regenerasi tidak terlalu berat maka dibutuhkan *heat exchanger*. Pada TEG regenerasi digunakan untuk memisahkan kadar *chemical* lain dari *glycol*. Setelah *glycol* sudah murni tidak tercampur oleh *chemical* lain bisa digunakan untuk menyerap kadar air dalam gas yang ada dalam *glycol contactor*. Pompa digunakan sebagai meningkatkan tekanan dari *lean glycol* yang akan masuk kedalam *glycol contactor*.

Pada tabel 4.1 dibahas tentang *input stream* yang masuk dari gambar 4.1 dari hasil pfd tersebut disimulasikan kedalam *software hysys* untuk mengetahui hasil dan kemudian ditabelkan pada tabel desain dan data aktual pada tabel 4.1 dan tabel 4.2. Pada tabel desain dan data aktual dilihat dari *input stream* seperti *flowrate*, *pressure*, temperatur, dan *fraksi mole*. Data dari tiap *unit* dapat dilihat dari setiap *input* dan *output* dari pfd.

Tabel 4.1 *Input stream TEG regeneration (data desain)*

Unit	Laju Aliran (lb/hr)	Tekanan (psia)	Temperatur (F)	Fraksi (Mole%)	
1	415400,00	416,40	85,00	Methane	0,8219
				H2O	0,0016
2	12203,00	385,70	107,00	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
3	414764,76	353,30	84,52	Methane	0,9147
				H2O	0,0001
4	12838,24	358,50	83,41	H2O	0,3422
				TEGlycol	0,6487
5	414764,76	348,30	84,29	Methane	0,9147
				H2O	0,0001
6	12838,24	99,70	180,00	H2O	0,3422
				TEGlycol	0,6487
7	12827,15	99,70	180,00	H2O	0,3437
				TEGlycol	0,6518
8	12827,15	94,70	334,00	H2O	0,3437
				TEGlycol	0,6518
9	626,56	14,00	211,98	Methane	0,0087
				H2O	0,9756
				TEGlycol	0,0022
10	12200,59	15,00	380,00	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
11	12200,59	10,00	214,75	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
12	12203,00	5,00	112,11	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
13	12203,00	390,70	110,36	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
14	11,09	99,70	180,00	Methane	0,8185
				Ethane	0,0875
				H2O	0,0258
15	0,00	99,70	180,00	H2O	0,3437
				TEGlycol	0,6518

Tabel 4.2 *Input stream TEG regeneration (data aktual)*

Unit	Laju Aliran (lb/hr)	Tekanan (psia)	Temperatur (F)	Fraksi (Mole%)	
1	415400,00	379,69	82,00	Methane	0,8219
				H2O	0,0016
2	12203,00	385,69	107,00	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
3	414767,16	353,30	85,83	Methane	0,9147
				H2O	0,0001
4	12835,84	358,50	84,74	H2O	0,3426
				TEGlycol	0,6484
5	414767,16	348,30	85,65	Methane	0,9147
				H2O	0,0001
6	12835,84	99,70	180,00	H2O	0,3426
				TEGlycol	0,6484
7	12824,62	99,70	180,00	H2O	0,3441
				TEGlycol	0,6514
8	12824,62	94,70	334,00	H2O	0,3441
				TEGlycol	0,6514
9	624,07	14,00	212,03	Methane	0,0086
				H2O	0,9757
				TEGlycol	0,0022
10	12200,55	15,00	379,99	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
11	12200,55	10,00	214,82	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
12	12203,00	5,00	113,70	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
13	12203,00	390,70	111,96	H2O	0,0124
				TEGlycol	0,9876
14	11,23	99,70	180,00	Methane	0,8185
				Ethane	0,0876
				H2O	0,0259
15	0,00	99,70	180,00	H2O	0,3441
				TEGlycol	0,6514

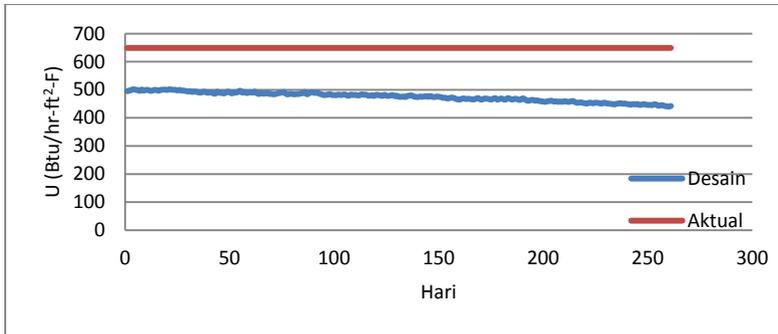
Pada data desain dari *inlet* dan *outlet* dari tiap peralatan didapat hasil pada tabel 4.1. Pada data PFD desain setiap *stream* yang masuk dapat dilihat dari setiap *flowrate*, temperatur, *pressure* dan komposisi *stream* yang masuk dan

yang keluar. Pada perbandingan antar data desain dan data aktual berbanding tipis. Pada data aktual dapat dilihat dari tabel 4.2. Pada tabel aktual dan desain kita bisa bandingkan dengan perbedaan data sangat tipis perbedaannya pada nilai *flowrate*, temperatur dan komposisi dari tiap *stream*.

➤ *Heat Exchanger E-233*

Kerja dari *heat exchanger* ini berfungsi untuk mengalirkan ulang cairan *glycol* yang sudah diregenerasi yang sudah dipisahkan dari gas lain untuk dimasukkan ke *glycol contactor*. Dari *reboiler* mengalirkan aliran *lean glycol* dimana *glycol* sudah murni tidak terkandung dari gas atau *chemical* lain. Cairan *glycol* berfungsi untuk menyerap kadar air dalam gas kemudian diregenerasi ulang kedalam *reboiler* untuk dimurnikan. Aliran yang masuk dari *reboiler* kedalam *heat exchanger* ini *lean glycol* akan didinginkan dan yang dipanaskan yaitu *dry gas* yang siap untuk dijual ke konsumen. Dari *heat exchanger* ini *lean glycol* aka masuk kedalam *feed glycol* untuk membawa *chemical* lain untuk mengurangi kadar air dalam gas. Kandungan gas yang sudah bersifat kering akan dipanaskan kedalam *heat exchanger* kemudian masuk kedalam *plant gas metering*.

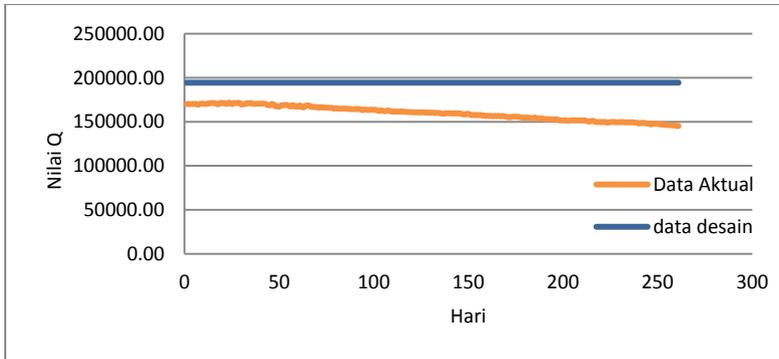
Untuk menentukan nilai besarnya U dan Q dari model desain, maka dilakukan simulasi data aktual untuk mengetahui perbandingan antara kondisi desain dan aktual. Simulasi yang digunakan adalah simulasi kondisi desain yang sudah divalidasi dengan *datasheet*. Untuk membandingkan nilai dari kondisi aktual memasukkan data yang sudah diambil dari *reading gas* selama bulan Oktober 2013 sampai bulan Juni 2014. Setelah memasukkan data desain dengan data aktual dapat dilakukan analisa untuk membandingkan seperti berikut ini:



Gambar 4.2 Grafik perbandingan U desain dan aktual *heat exchanger* E-233

Berdasarkan gambar 4.2, dapat dilihat proses kinerja dari data desain dan data aktual dari *heat exchanger* E-233. Data aktual kinerjanya dibawah dari data desain tetapi hampir tidak ada penurunan, maka dapat dilihat dari grafik U data aktual kinerjanya masih stabil. Nilai U dari desain didapat 649,2 Btu/hr-ft²-°F sedangkan dari nilai dari koefisienan panas di data aktual sekitar 335,3 Btu/hr-ft²-°F. Data aktual sedikit stabil dan tidak mengalami penurunan yang begitu besar.

Selain koefisien perpindahan panasnya, hasil simulasi data perpindahan panas juga dibandingkan antara data desain dengan data aktual. Nilai Q dianalisa untuk melihat ke efisiensi dari nilai data desain yang sudah divalidasi dengan datasheet dan nilai dari data aktual dibandingkan dengan nilai dari perpindahan panas data desain. *Heat exchanger* E-233 dapat dianalisa dengan *plot* grafik untuk membandingkan kinerja dari data aktual.



Gambar 4.3 Grafik perbandingan Q desain dan aktual *heat exchanger E-233*

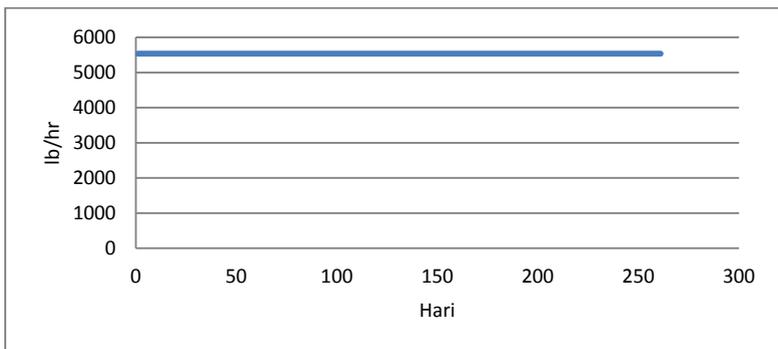
Gambar 4.2 menunjukkan adanya penurunan nilai Q pada *heat exchanger E-233*. Laju perpindahan panas kondisi desain awal adalah 194472 kcal/hr. setelah melakukan pemodelan desain yang sudah tervalidasi maka dilakukan perbandingan analisa dari data aktual. Dari perpindahan panas di *heat exchanger E-233* dapat dihitung nilai perpindahan panas untuk melihat perpindahan panas dari dua aliran fluida yang masuk dan yang keluar. Perpindahan panas dari data aktual dapat dirata-rata sebesar 166102,3 kcal/hr. Dari proses di *heat exchanger* ini tidak pernah mengalami *shutdown* dan dijaga untuk bisa tetap beroperasi. Dari data gambar 4.2 data aktual mengalami penurunan yang tidak begitu besar. Dari grafik dapat dilihat kinerja alat *heat exchanger E-233* masih bekerja secara stabil.

Nilai efisiensi dari *heat exchanger* juga dapat diketahui melalui perhitungan *heat and mass balance*. Laju dari dua aliran fluida perpindahan panas dapat dihitung dengan melihat perkalian massa laju aliran dengan nilai dari *heat capacity* dan selisih temperatur dari fluida *inlet* dan *outlet*.

Pada kondisi aktual, kondisi kesetimbangan energi tidak seimbang dengan nilai kesetimbangan dari *shell* dan *tube*. Maka dapat dilihat untuk nilai keefisiensian dari nilai fluida yang masuk dan yang keluar dari *shell* dan *tube*. Dua aliran dari *shell* dan *tube* tidak mengalami perpindahan panas yang seimbang.

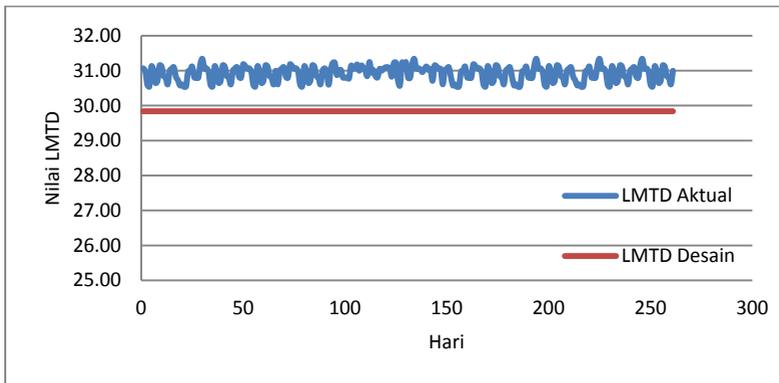
- Diketahui data desain dari *inlet glycol (tube side)*
 Mass flowrate = 27945 lb/h
 $\Delta T = 110,4 - 107$
 $= 3,4F$
 $C_p = 73,25 \text{ Btu/lbmole-F}$
 $Q = m \times c_p \times \Delta T$
 $= 27945 \times 73,25 \times 3,4$
 $= 6959,7 \text{ kcal/h}$
- Diketahui data desain dari *inlet dry gas (shell side)*
 Mass flowrate = 414800 lb/h
 $\Delta T = 84,52 - 84,29$
 $= 0,23F$
 $C_p = 72,95 \text{ Btu/lbmole-F}$
 $Q = m \times c_p \times \Delta T$
 $= 414800 \times 72,95 \times 0,23$
 $= 6959,7 \text{ kcal/h}$

Pada nilai *heat and mass balance* dari *heat exchanger* E-233 mengalami kesetimbangan dari nilai Q. Untuk mencari nilai Q dari kesetimbangan dapat dilihat dari *input* dan *output* terhadap nilai *tube* dan *shell* dari masing-masing masukan di *heat exchanger*. Data yang diperlukan untuk mencari kesetimbangan dengan melihat data temperature masing- masing temperatur, *flow rate* dan *specific heat*.



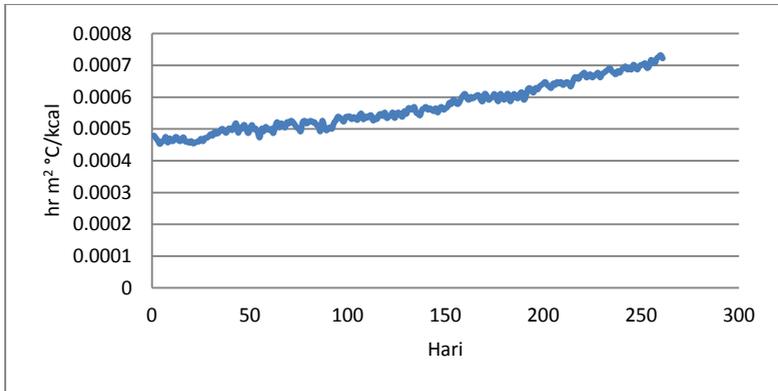
Gambar 4.4 Grafik *flowrate tube heat exchanger* E-233

Nilai dari *flowrate tube* di *heat exchanger* E-233 bernilai konstan. Dari data yang diambil selama 261 hari pada *mass flowrate* konstan tidak terjadi perubahan kenaikan atau penurunan dari grafik yang dapat dilihat pada gambar 4.4. Nilai input temperatur yang berbeda tetapi data diperoleh dari data kondisi operasi *mass flowrate* tidak terjadi perubahan. Nilai dari *mass flowrate heat exchanger* E-233 sebesar 5534 lb/hr yang bernilai konstan dari data pengambilan pada tanggal 1 Oktober 2013 sampai 18 Juni 2014.



Gambar 4.5 Grafik LMTD *heat exchanger* E-233

Pada grafik LMTD gambar 4.5 menunjukkan data aktual berada diatas data desain. Karena apabila nilai koefisienan perpindahan panas (U) menurun maka nilai LMTD akan naik. Nilai LMTD diatas cenderung bernilai konstan pada data aktual. Pada nilai LMTD akan berpengaruh terhadap nilai dari U dan Q pada *heat exchanger*. Nilai dari LMTD diambil dari hasil perhitungan dari temperatur *tube* sama *shell* pada *heat exchanger* E-233. Data aktual yang didapat terjadi kenaikan dan penurunan terhadap *heat exchanger* pada nilai LMTD tetapi data grafik yang diperoleh cukup konstan.

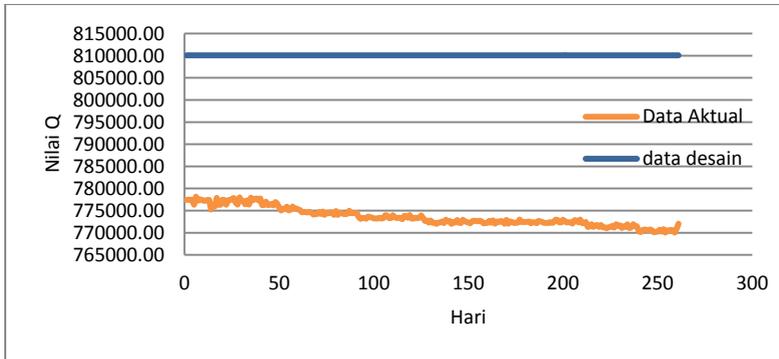


Gambar 4.6 Grafik *fouling resistance* heat exchanger E-233

Dari *heat exchanger* E-233 terjadi *fouling resistance* yang dikarenakan dari *mass flowrate* mengalami konstan tetapi dari nilai koefisien perpindahan panas mengalami penurunan. Dari grafik yang dapat dilihat dari gambar 4.6 pada *heat exchanger* maka mengalami *fouling* yang mengakibatkan kinerja dari proses *heat exchanger* tidak maksimal. Maka dari *heat exchanger* bisa dilakukan *maintenance* untuk membersihkan *fouling* yang terjadi didalam proses perpindahan aliran pada pipa yang terdapat di *heat exchanger* E-233.

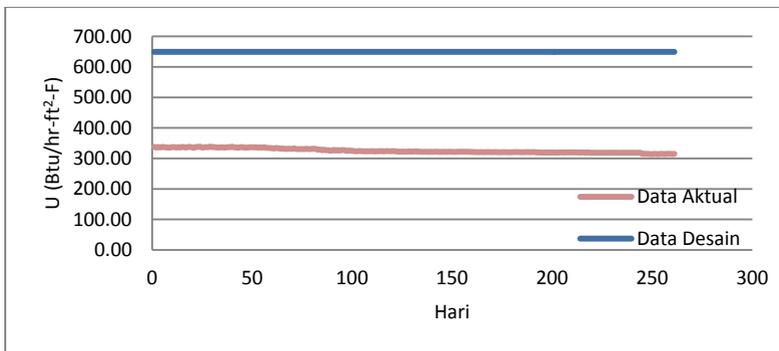
➤ *Heat Exchanger* E-243

Dibagian *tube heat exchanger* ini berisi *process pemurnian* dari *rich glycol* sama *lean glycol* yang keluar dari *glycol contactor* dan *reboiler* yang suhunya dipanaskan untuk menghilangkan kadar gas lain yang bercampur dalam cairan *glycol*. Masukan dari *shell* dan *tube* di *heat exchanger* ini dari *lean glycol* dan *rich glycol*. Cairan *rich glycol* akan diregenerasikan untuk membuang gas *chemical* lain untuk memurnikan cairan *glycol*. *Heat exchanger* ini berfungsi untuk memanaskan awal dari *chemical* lain yang dibawa oleh *glycol*. Dan dari *lean glycol* fluida yang dipanaskan dari *reboiler* akan didinginkan untuk diinjeksi ulang kedalam *absorber glycol contactor*.



Gambar 4.7 Grafik perbandingan U desain dan aktual heat exchanger E-243

Gambar 4.7 menunjukkan dari koefisien perpindahan panas di *heat exchanger* E-243. Kinerja alat dari *heat Exchanger* E-243 cukup stabil kinerja dari nilai koefisien perpindahan panas data desain dan data aktual. Nilai koefisien dari kondisi desain sebesar $649,3 \text{ Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$. Nilai koefisien dari data aktual dari bulan Oktober sampai bulan Juni dirata-rata sekitar $342,61 \text{ Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$. Nilai dari koefisien data aktual menunjukkan cukup stabil kinerja dari dua aliran fluida *shell* dan *tube*.



Gambar 4.8 Grafik perbandingan Q desain dan aktual heat exchanger E-243

Gambar 4.8 menunjukkan terjadinya osilasi naik turun dari nilai perpindahan panas antara *shell* dan *tube* di *heat exchanger* E-243. Data aktual perpindahan panas berjalan stabil tetapi mengalami osilasi pada grafik 4.5 diatas. Nilai Q perpindahan panas yang terjadi di *shell* dan *tube* pada *heat exchanger* E-243 pada desain sebesar 810095 kcal/hr. Sedangkan nilai perpindahan panas dari data aktual yang diambil dari bulan Oktober 2013 sampai bulan Juni 2014 diambil nilai rata-rata sebesar 776750,88 kcal/hr.

- Diketahui data desain dari *inlet lean glycol (tube side)*

$$\text{Mass flowrate} = 10383,6 \text{ lb/h}$$

$$\Delta T = 214,7 - 112,1$$

$$= 102,6 \text{ F}$$

$$C_p = 83,06 \text{ Btu/lbmole-F}$$

$$Q = m \times c_p \times \Delta T$$

$$= 10383 \times 83,06 \times 102,6$$

$$= 88.488.582,3 \text{ kcal/h}$$

- Diketahui data desain dari *inlet rich glycol (shell side)*

$$\text{Mass flowrate} = 12840 \text{ lb/h}$$

$$\Delta T = 180 - 86,3$$

$$= 93,7 \text{ F}$$

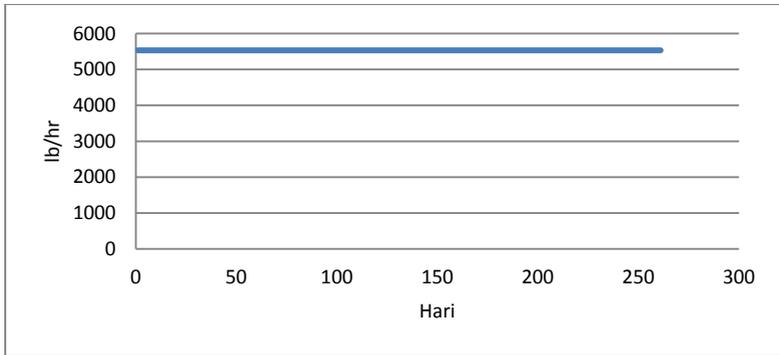
$$C_p = 73,55 \text{ Btu/lbmole-F}$$

$$Q = m \times c_p \times \Delta T$$

$$= 12840 \times 73,55 \times 93,7$$

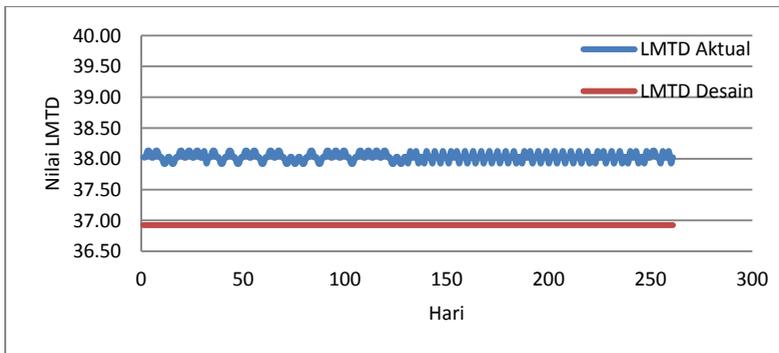
$$= 88.488.593,4 \text{ kcal/h}$$

Pada *heat exchanger* E-243 mengalami perbedaan yang begitu tipis. Maka kesetimbangan dari *heat exchange* sedikit tidak stabil. Untuk mengetahui nilai dari Q maka harus ditentukan nilai dari data desain. Nilai yang dilihat untuk melakukan perhitungan dengan melihat data *flowrate*, temperatur *input* dan *ouput* setiap *tube* dan *shell* dan *specific heat* yang ada didalam desain.



Gambar 4.9 Grafik *flowrate tube heat exchanger E-243*

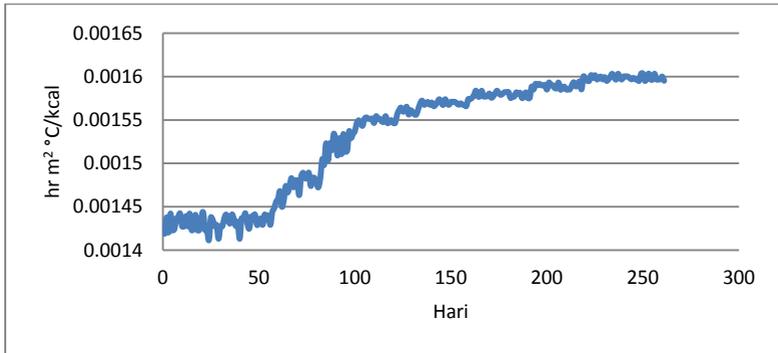
Pada grafik *Flowrate tube heat exchanger E-243* pada gambar 4.9 mengalami konstan. Dari pengambilan data selama 261 hari laju aliran yang terjadi didalam *heat exchanger E-243* tidak mengalami perubahan. Nilai dari laju aliran di *heat exchanger E-243* sebesar 5534 lb/hr.



Gambar 4.10 Grafik *LMTD heat exchanger E-243*

Nilai dari LMTD *heat exchanger E-243* pada gambar 4.10 cenderung bernilai konstan pada nilai yang diperoleh dari data aktual. Pada data aktual nilai LMTD desain dibawah dari nilai LMTD aktual. Karena nilai dari LMTD dipengaruhi dari nilai koefisien perpindahan panas dari proses yang terdapat di *heat*

exchanger E-243. Data aktual diambil selama 261 hari dari kondisi operasi yang ada diperusahaan.

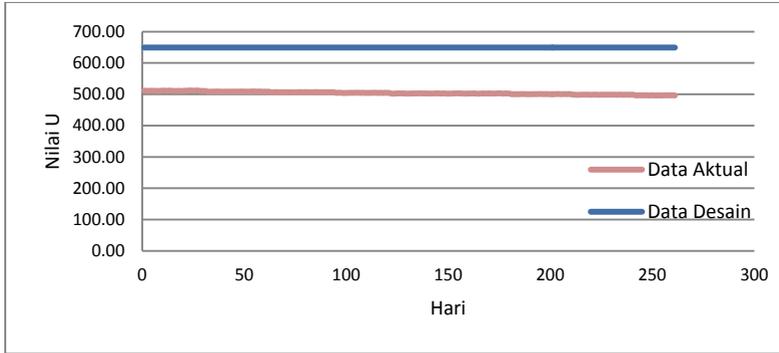


Gambar 4.11 Grafik *fouling resistance heat exchanger* E-243

Pada grafik *fouling resistance heat exchanger* E-243 terjadi kenaikan *fouling* pada gambar 4.11. Pada grafik terjadi *fouling* dikarenakan pada nilai laju aliran mengalami konstan dan nilai dari koefisien perpindahan panas mengalami penurunan. Maka nilai *heat exchanger* E-243 mengalami *fouling* yang berakibat kinerja dari proses perpindahan panas tidak bisa maksimal. Maka di *heat exchanger* diharuskan untuk di *maintenance* untuk dibersihkan supaya kinerja dari *heat exchanger* bisa lebih maksimal lagi.

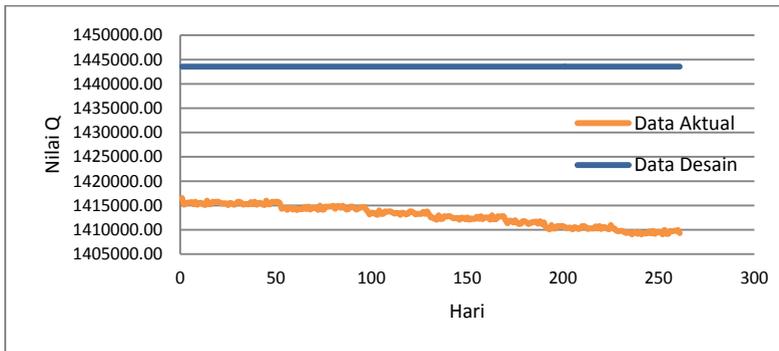
➤ *Heat Exchanger* E-242

Heat exchanger ini berfungsi sebagai pemanasan sebelum masuk ke dalam *reboiler* agar kinerja dari *reboiler* tidak cukup berat. Fluida dari *rich glycol* akan masuk ke *reboiler* dan diregenerasi untuk menghilangkan *chemical* lain yang terbawa oleh cairan *glycol*. Serta *lean glycol* yang masuk di *heat exchanger* ini akan didinginkan untuk *recycle* yang akan di injenksikan kedalam *glycol contactor*.



Gambar 4.12 Grafik perbandingan U desain dengan aktual *heat exchanger* E-242

Gambar 4.12 adalah grafik perbandingan koefisien perpindahan panas antara kondisi desain dengan kondisi aktual dari *heat exchanger* E-242. Dari grafik tersebut terlihat cukup stabil dari kondisi desain dan kondisi aktual. Dari data desain nilai koefisien panas adalah sebesar $649,4 \text{ Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$. Sedangkan dari data aktual dapat dirata-rata nilai koefisien panas dari data bulan Oktober 2013 sampai bulan Juni 2014 adalah sebesar $511,1 \text{ Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$. Nilai dari kedua data koefisien panas dari data aktual sangat stabil tidak terjadi perubahan penurunan yang begitu besar.



Gambar 4.13 Grafik perbandingan Q Desain dan Aktual *heat exchanger* E-242

nilai koefisien perpindahan panas yang dapat dilihat pada gambar 4.13 tidak terjadi kenaikan ataupun penurunan. Data grafik dari data aktual cukup stabil tetapi sedikit mengalami osilasi. Nilai perpindahan panas yang terjadi di *heat exchanger* pada *shell* dan *tube* cukup seimbang dan stabil untuk kesetimbangan *flowrate* panas yang terjadi. Nilai data desain dari perpindahan panas sebesar 1443555 kcal/hr. Sedangkan data aktual yang dirata-rata dari bulan Oktober 2013 sampai bulan Juni 2014 sebesar 1413782,64 kcal/hr.

- Diketahui data desain dari *inlet lean glycol* (tube side)

$$\text{Mass flowrate} = 9963,979 \text{ lb/h}$$

$$\Delta T = 380 - 214,7$$

$$= 165,3 \text{ F}$$

$$C_p = 99,64 \text{ Btu/lbmole-F}$$

$$Q = m \times c_p \times \Delta T$$

$$= 9963,979 \times 99,64 \times 165,3$$

$$= 164.111.629,1 \text{ kcal/h}$$

- Diketahui data desain dari *inlet rich glycol* (shell side)

$$\text{Mass flowrate} = 12830 \text{ lb/h}$$

$$\Delta T = 334 - 180$$

$$= 154 \text{ F}$$

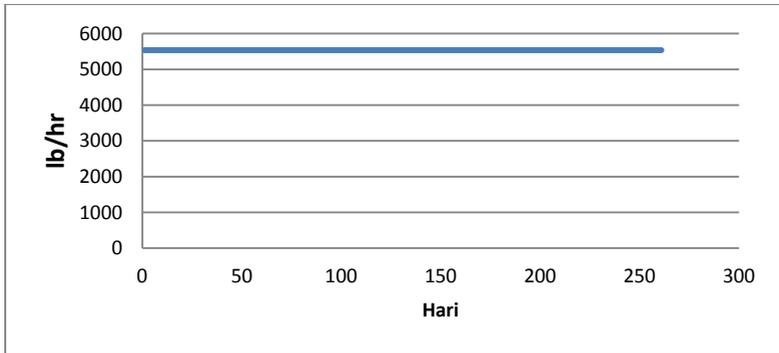
$$C_p = 83,06 \text{ Btu/lbmole-F}$$

$$Q = m \times c_p \times \Delta T$$

$$= 12830 \times 83,06 \times 154$$

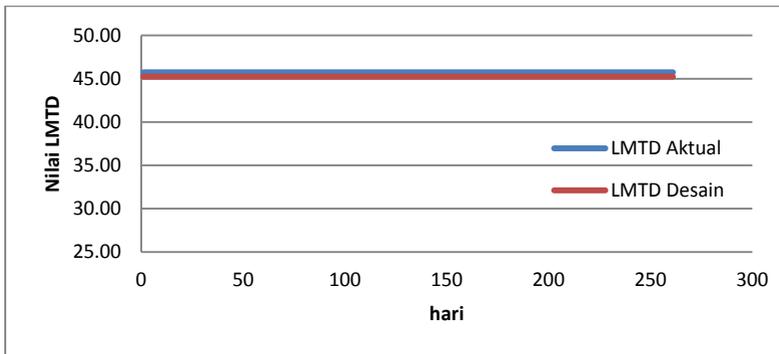
$$= 164.111.609,2 \text{ kcal/h}$$

Pada *heat and mass balance* terhadap *heat exchanger* E-242 tidak terjadi kesetimbangan. Karena nilai dari Q berbeda sedikit dan diasumsikan seimbang. Untuk melihat efisien dari sebuah alat bisa menganalisa dari temperatur *input* dan *output* dari setiap *shell* dan *tube*. Serta melihat dari nilai *specific heat* dari setiap komponen.



Gambar 4.14 Grafik *flowrate tube heat exchanger* E-242

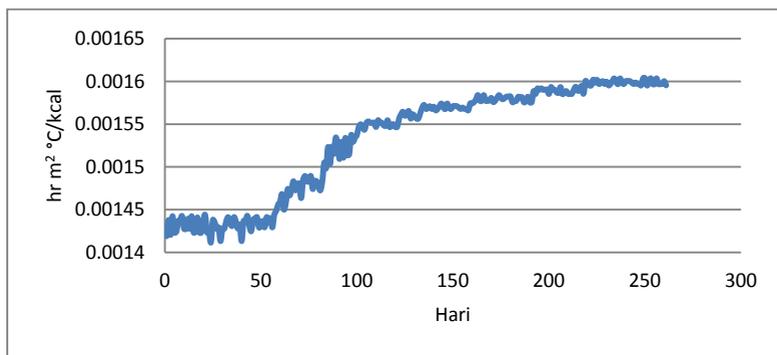
Grafik *flowrate tube heat exchanger* E-242 diatas pada gambar 4.14 bernilai konstan tidak ada perubahan. Dari data kondisi operasi yang diambil dari perusahaan selama 261 hari data dari *flowrate tube* cenderung konstan. Nilai dari laju aliran yang terdapat di *heat exchanger* E-242 bernilai 5534 lb/hr. Apabila nilai dari laju aliran cenderung konstan dan nilai koefisien perpindahan panas menurun akan mengakibatkan terjadinya *fouling* pada *heat exchanger* E-242.



Gambar 4.15 Grafik LMTD *heat exchanger* E-242

Grafik LMTD *heat exchanger* E-242 terjadi konstan berbanding lurus dengan nilai LMTD desain pada gambar 4.15.

Pada LMTD aktual nilai berada diatas data desain karena nilai koefisien perpindahan panas mengalami penurunan maka nilai dari LMTD aktual berada diatas nilai data desain. Nilai koefisien perpindahan panas dapat berpengaruh terhadap nilai dari LMTD aktual. Nilai LMTD diambil dari nilai perhitungan temperatur yang terdapat dari *inlet* dan *outlet* dari *tube* dan *shell*. Didapat nilai LMTD sebesar $45,74^{\circ}\text{C}$ dari pengambilan data selama 261 hari didapat nilai yang cukup konstan.



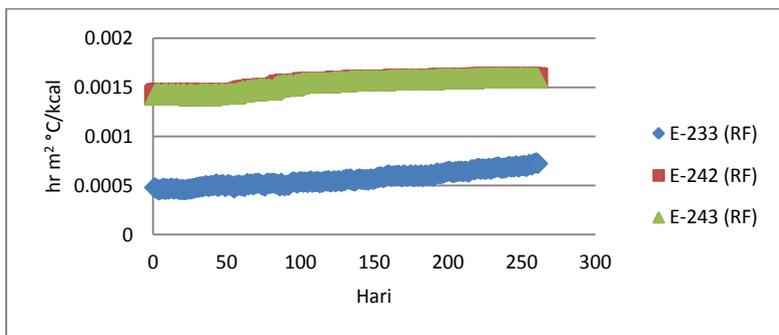
Gambar 4.16 Grafik *fouling resistance heat exchanger* E-242

Pada grafik *fouling resistance heat exchanger* E-242 pada gambar 4.16 terjadi *fouling* karena nilai dari laju aliran mengalami konstan dan nilai dari koefisien perpindahan panas mengalami penurunan. Pada *heat exchanger* E-242 harus dilakukan *maintenance* untuk bisa memaksimalkan kinerja proses yang ada pada *plant triethylene glycol* di perusahaan Pertamina Hulu Energi (WMO) Gresik. Grafik *fouling* diatas mengalami kenaikan karena adanya hambatan yang mengakibatkan kurang maksimal kinerja dari *heat exchanger*. Jika mengalami penurunan tidak terjadi hambatan pada *heat exchanger* E-242. Maka *heat exchanger* E-242 seharusnya dilakukan *maintenance* untuk meningkatkan kinerja dari *heat exchanger* supaya bisa lebih maksimal. Maka dari cairan *glycol* tidak mengalami *loss* untuk proses *regeneration glycol*.

4.4 Rekomendasi Meningkatkan Kinerja Proses TEG

Dari analisa data yang didapat dari data aktual dan data desain dapat dilakukan analisa meningkatkan kinerja dari setiap *heat exchanger* yang terdapat pada *TEG plant*. Data dari koefisien perpindahan panas dari setiap *heat exchanger* mengalami penurunan dari ketiga *heat exchanger*. Pada *heat exchanger* E-233 pada data desain bernilai sebesar 194472 kcal/hr dengan penurunan dari data aktual yang cukup jauh dengan nilai sebesar 166102,3 kcal/hr. *Heat exchanger* E-243 dengan nilai koefisien perpindahan panas dari data desain sebesar 810095 kcal/hr sedangkan data koefisien perpindahan panas data aktual sebesar 776750,88 kcal/hr. *Heat exchanger* E-242 mempunyai nilai koefisien perpindahan panas sebesar 1443555 kcal/hr dan nilai dari koefisien perpindahan panas data aktual sebesar 1413782,64 kcal/hr. Dengan nilai laju aliran yang konstan dari tiga *heat exchanger* pada proses *TEG plant*.

Maka dari ketiga *heat exchanger* terjadi *fouling resistance* yang dikarenakan terjadinya penurunan dan nilai laju perpindahan panas yang konstan. Langkah untuk meningkatkan kinerja dari proses *heat exchanger* pada *TEG plant* dapat dilakukan *maintenance* untuk perawatan agar kinerja dari *heat exchanger* bisa lebih baik. Untuk mengurangi *loss* dari cairan *glycol* kinerja dari setiap komponen harus bisa lebih maksimal. Untuk mengurangi nilai penggunaan *glycol* supaya biar lebih efisien.



Gambar 4.17 Grafik *fouling resistance* *heat exchanger* E-233;E-243;E-242

Dari gambar 4.16 diatas menjelaskan terjadinya *fouling* dari tiap masing-masing *heat exchanger*. Tiga *heat exchanger* grafik diatas terjadinya *fouling resistance* yang mengakibatkan kinerja dari proses *regeneration* tidak bisa cukup maksimal dikarenakan terjadinya *fouling* dari tiap *heat exchanger*. Dari tiap *heat exchanger* perlu di *maintenance* untuk meningkatkan kinerja supaya kinerja dari *heat exchanger* bisa lebih maksimal.

Syarat untuk meningkatkan produksi operasi maka dibutuhkan perawatan agar *glycol* yang diregenerasi tidak ikut terbuang begitu banyak untuk mengurangi pemakaian *glycol*. Harus dilakukan pembersihan terhadap *heat exchanger* yang terdapat *fouling* yang cukup menghambat kinerja dari koefisien perpindahan panas tidak cukup maksimal.

Tabel 4.3 batas terendah nilai efisiensi U pada *heat exchanger*

Unit	Temperatur Input (F)	Temperatur Output (F)	U (Btu/h-ft ² -F)
E-233 (Shell)	84,52	84,29	493
E-233 (Tube)	110,4	107	493
E-243 (Shell)	180	334	335,44
E-243 (Tube)	380	214,7	335,44
E-242 (Shell)	86,3	180	502,77
E-242 (Tube)	214,7	112,1	502,77

Pada nilai kondisi desain dibandingkan dengan data aktual ditarik garis lurus untuk menentukan nilai terendah dari koefisien perpindahan panas. Pada *heat exchanger* E-233 dengan temperatur desain pada *shell input* sebesar 84,52 dan *output* 84,29 ditarik dengan nilai koefisien perpindahan panas yang terjadi pada data aktual didapatkan 493 Btu/h-ft²-F. Pada E-233 nilai input temperatur *tube* 110,4°F dan *output* 107°F didapat juga nilai koefisien perpindahan panas 493 Btu/h-ft²-F. Pada *heat exchanger* E-243 nilai temperatur *input shell* 180°F dan *output* 334°F sedangkan temperatur *input tube* 380°F dan *output* 214,7°F dengan nilai koefisien perpindahan panas 335,44 Btu/h-ft²-F. Pada *heat exchanger* E-242 nilai koefisien perpindahan panas sebesar 502,77 Btu/h-ft²-F.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

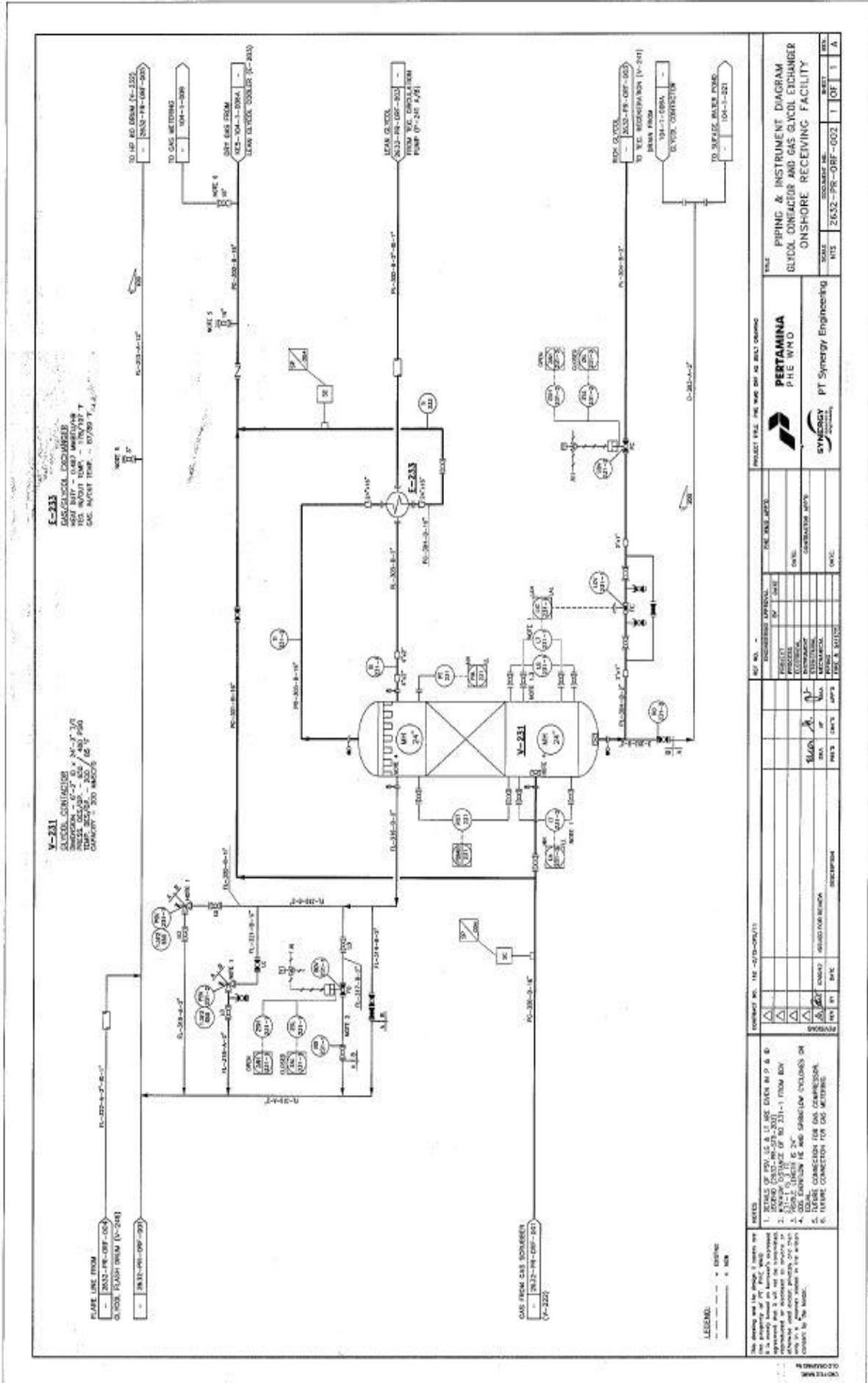
5.1 Kesimpulan

Kesimpulan dari tugas akhir ini adalah

1. Ditinjau dari proses regenerasi glycol yang berfungsi untuk mengefisiensi dari cairan glycol supaya tidak banyak terbuang, oleh karena itu dapat dilihat dari analisa kinerja dari proses *TEG plant* melalui analisa kinerja dari setiap *heat exchanger*.
2. Kinerja *heat exchanger* mengalami penurunan berdasarkan nilai U, nilai U dari Pada *heat exchanger* E-233 pada data desain bernilai sebesar 194472 kcal/hr dengan penurunan dari data aktual yang cukup jauh dengan nilai sebesar 166102,3 kcal/hr. *Heat exchanger* E-243 dengan nilai koefisien perpindahan panas dari data desain sebesar 810095 kcal/hr sedangkan data koefisien perpindahan panas data aktual sebesar 776750,88 kcal/hr. *Heat exchanger* E-242 mempunyai nilai koefisien perpindahan panas sebesar 1443555 kcal/hr dan nilai dari koefisien perpindahan panas data aktual sebesar 1413782,64 kcal/hr. Dengan nilai laju aliran yang konstan dari tiga *heat exchanger* pada proses *TEG plant*.
3. Nilai dari temperatur untuk tidak terjadi *fouling* pada data kondisi operasi didapat dari E-233 *shell* dari nilai *input* 83,1°F dan nilai *output* 83,46°F sedangkan nilai dari *tube input* 114,3°F dan nilai *output* 90°F. Nilai dari E-243 pada *shell input* 90,15°F dan nilai *output* 180°F sedangkan nilai *tube input* 218,4°F dan nilai *output* 121,5°F. Nilai E-242 pada nilai *shell input* 180°F dan nilai *output* 334°F sedangkan nilai *tube input* 380°F dan nilai *output* 217,6°F.

5.2 Saran

Saran yang diberikan untuk penelitian selanjutnya adalah untuk melakukan pengambilan data yang butuh waktu rentang lebih dari satu tahun agar bisa dilihat lebih detail kinerja dari setiap komponen pada proses *TEG plant*. Melakukan penelitian lebih detail dari data yang digunakan sebelumnya, untuk mengetahui semua data yang ada dalam industri.



V-231
GLYCOL CONDENSER
DESIGN CAPACITY: 100,000 GPD
TEMP. 100°F / 38°C
PRESS. 100 PSIG / 6.9 BAR
CAPACITY: 100,000 GPD

E-233
GLYCOL EXCHANGER
DESIGN CAPACITY: 100,000 GPD
TEMP. 100°F / 38°C
PRESS. 100 PSIG / 6.9 BAR
CAPACITY: 100,000 GPD

E-232
GLYCOL EXCHANGER
DESIGN CAPACITY: 100,000 GPD
TEMP. 100°F / 38°C
PRESS. 100 PSIG / 6.9 BAR
CAPACITY: 100,000 GPD

E-234
GLYCOL EXCHANGER
DESIGN CAPACITY: 100,000 GPD
TEMP. 100°F / 38°C
PRESS. 100 PSIG / 6.9 BAR
CAPACITY: 100,000 GPD

PROJECT FILE: PHE-WND-001-001

PERTAMINA
PHE WND

SYNERGY
PT Synergy Engineering

FILE: PHE-WND-001-001

DATE: 2012-08-02

NO. 1

REVISIONS

NO.	DATE	DESCRIPTION
1		ISSUED FOR CONSTRUCTION

DESIGN APPROVALS

NO.	DATE	NAME	POSITION
1			

REVISIONS

NO.	DATE	DESCRIPTION
1		ISSUED FOR CONSTRUCTION

NOTES

1. CHECK FOR ANY CHANGES TO THE DATA IN P & ID.
2. REVIEW THE DATA IN P & ID FOR ANY CHANGES TO THE DATA IN P & ID.
3. CHECK THE DATA IN P & ID FOR ANY CHANGES TO THE DATA IN P & ID.
4. CHECK THE DATA IN P & ID FOR ANY CHANGES TO THE DATA IN P & ID.
5. CHECK THE DATA IN P & ID FOR ANY CHANGES TO THE DATA IN P & ID.
6. CHECK THE DATA IN P & ID FOR ANY CHANGES TO THE DATA IN P & ID.

LEGEND

--- GLYCOL

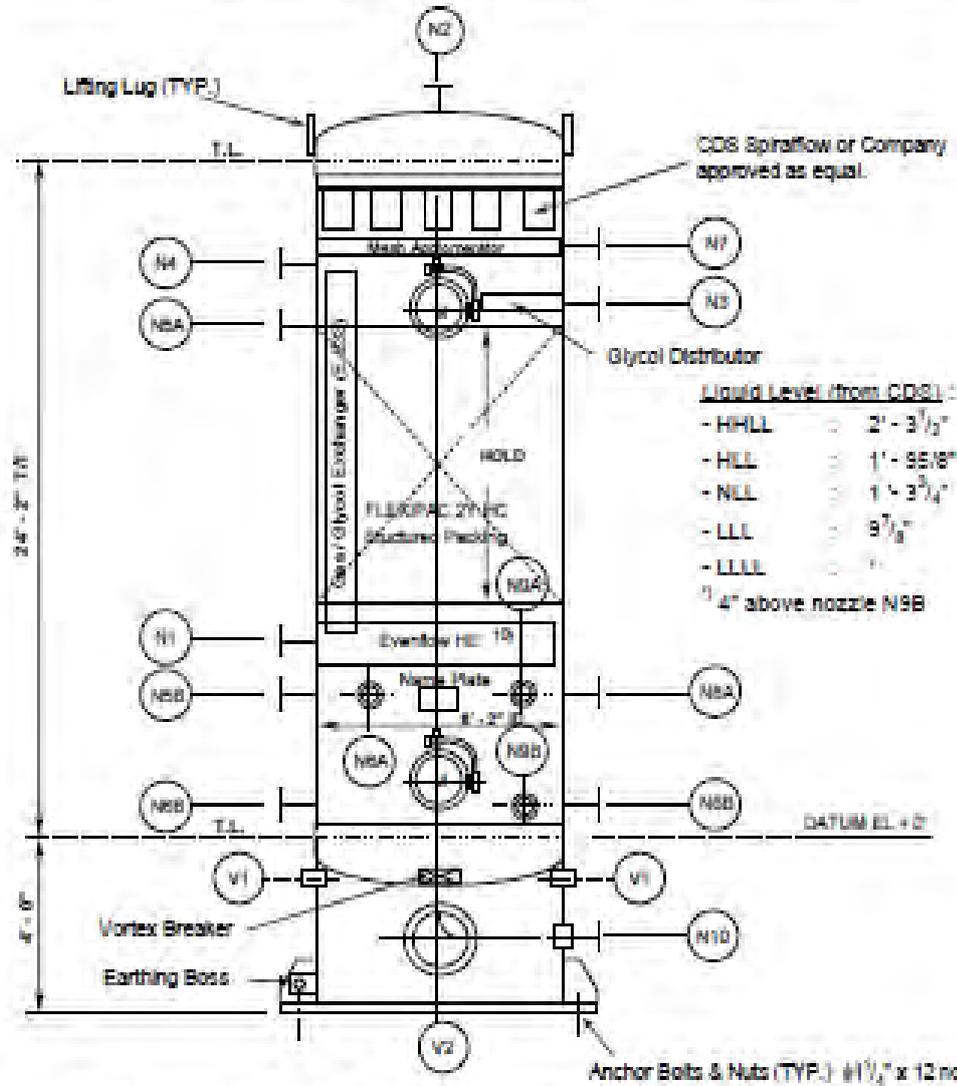
--- GAS

LAMPIRAN B

 KODECO  PT TRIPATRA ENGINEERING	TEG CONTACTOR PACKAGE	DOC. NO.
	DATA SHEET	2632-ORF-ME-D3-003
Rev.: <u>0</u>	Date: <u>18-Nov-05</u>	Prep'd: <u>MCH</u> Check'd by: <u>HRV</u> Appr'd by: <u>JHH / AQG</u>
General Information		
Client: <u>Kodeco</u>	Unit Tag Number: <u>V-231</u>	
Project: <u>ORF Expansion</u>	No. Required: <u>1 (one)</u>	
Service: <u>TEG Contactor</u>	Serial Number: _____	
Vendor: _____	Purchase Order No.: _____	
Design Information		
Code: _____	ASME Section VIII Division 1	
Operating Temperature: <u>85</u> °F	Dimension: ⁽¹⁾	
Design Temperature: <u>200</u> °F	Inside Diameter: <u>6' - 2"</u>	
Operating Pressure: <u>400</u> psig	T/T Line: <u>24' - 2"</u>	
Design Pressure: <u>650</u> psig		
Corrosion Allowance: <u>0.125</u> inch	Thickness: ⁽²⁾	
Joint Efficiency: _____	Shell: <u>1 - ³/₈ inch</u>	
Hydro. Test Pressure: <u>845</u> psig	Top Head: <u>1 - ³/₈ inch</u>	
Wind Velocity: <u>73</u> mph	Bottom Head: <u>1 - ³/₈ inch</u>	
Seismic Factor: <u>0.16 G</u>		
Process Design Condition		
Gas Feed: _____	Internal	
Process Fluid: <u>Raw Gas</u>	Type of Packing: <u>FLEXIPAC 2Y HC</u>	
Flowrate Nominal: <u>200</u> MMSCFD	Depth of Packing: _____ feet	
Normal Operating Press.: <u>400</u> psig	Max. Allowable DP: _____ psig	
Normal Gas Inlet Temp.: <u>85</u> °F	Flooding(% at Design Load): _____	
Dehydrated Gas Outlet: <u>10</u> lb/MMSCF	Mist Eliminator (Y/N): <u>Yes</u> ⁽¹⁾	
	Vortex Breaker (Y/N): <u>Yes</u>	
Feed Liquid Load: _____	Inlet Baffle / Diversion: <u>Yes</u> ⁽¹⁾	
Dehydration Fluid: <u>Triethylene Glycol</u>		
Flowrate Nominal: <u>22</u> GPM	Min. Design Metal Temp.: _____ °F ⁽³⁾	
Normal Glycol Inlet Temp.: <u>107</u> °F		
Estimated Water Removal: <u>546</u> lb/hr		
TEG Concentration - Inlet: <u>89</u> % Mass		
TEG Concentration - Outlet: <u>94.82</u> % Mass		
TEG Losses: <u>< 0.1</u> lb/MMSCF		
Raw Gas Condition		
Raw Gas Composition		Raw Gas Properties
Component	(mole fraction)	Water Saturated
Methane	<u>0.8214</u>	Inlet Water Content: <u>75.56</u> lb/MMSCF
Ethane	<u>0.0868</u>	Specific Gravity: <u>0.70</u>
Propane	<u>0.0510</u>	Molecular Weight: <u>20.30</u>
N ₂	<u>0.0042</u>	
CO ₂	<u>0.0034</u>	
i - Butane	<u>0.0105</u>	
i - Pentane	<u>0.0042</u>	
n - Butane	<u>0.0122</u>	
n - Pentane	<u>0.0035</u>	
H ₂ O	<u>0.0016</u>	
Hexane +	<u>0.0017</u>	
Notes:		
- Composition provided on a dry basis and may vary slightly.		

LAMPIRAN B

 KODECO  PT TRIPATRA ENGINEERING	TEG CONTACTOR PACKAGE	DOC. NO.
	DATA SHEET	2832-DRF-ME-DS-403
Rev.: <u>I</u>	Date: <u>18-Nov-05</u>	Prep'd: <u>MCH</u> Chk'd by: <u>HRY</u>
		App'd by: <u>JHH / ADS</u>



Liquid Level (from CDS):

- HHLL : 2' - 3¹/₂"
- HLL : 1' - 95¹/₈"
- NLL : 1' - 3³/₄"
- LLL : 9³/₈"
- LLLL : 0"

¹ 4" above nozzle N9B

Note:
Fabricator to confirm/ finalize with internal manufacturer for actual liquid levels.

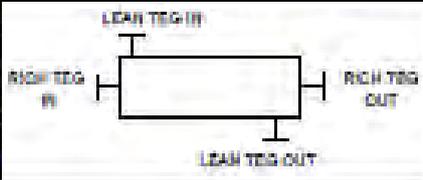
Connection Schedule

Mark No.	No. Req'd.	Size (In.)	Rating	Facing	Type	Description	Remarks
N1	1	16	300	RF	WN	Inlet Gas	See note 10
N2	1	16	300	RF	WN	Gas Outlet	
N3	1	2	300	RF	WN	Lean Glycol	
N4	1	2	300	RF	WN	PSV Connection	
N5 A/B	2	2	300	RF	WN	PDT Connection	
N6 A/B	2	2	300	RF	WN	LT Connection	
N7	1	2	300	RF	WN	PT Connection	
N8 A/B	2	2	300	RF	WN	LG Connection	
N9 A/B	2	2	300	RF	WN	LT Connection	
N10	1	2	300	RF	WN	Drain/ TEG Out Connection	With 4" Skirt Sleeve
M	2	24	300	RF	WN	Manhole	With Davit
V1	2	2	-	-	-	Vent Holes	
V2	2	18	-	-	-	Skirt Access	

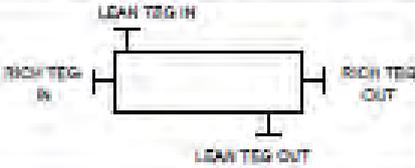
LAMPIRAN B

 KODECO  PT TRIPATRA ENGINEERING	TEG CONTACTOR PACKAGE <hr/> DATA SHEET	DOC. NO. 2832-ORF-ME-D-8-003			
Rev. : 0	Date : 18-Nov-05	Prep'd : MCH	Chck'd by : HRY	App'd by : JHM / ADS	
General Information					
Client : <u>Kodeco</u>		Unit Tag Number : <u>E-233</u>			
Project : <u>ORF Expansion</u>		No. Required : <u>1 (one)</u>			
Service : <u>Gas / Glycol Exchanger</u>		Serial Number : _____			
Vendor : _____		Purchase Order No. : _____			
Size : _____		Surf / unit (ft ²) : _____			
PERFORMANCE OF ONE UNIT					
Fluid Allocation		Tube Side		Shell Side	
Fluid Name		Gas		Lean Glycol	
Fluid Quantity, Total		445,400.0		12,414.6	
		IN	OUT	IN	OUT
Vapor	MMSCFD	200	200	0	0
Liquid	lb/hr	0	0	12,414.6	12,414.6
Temperature	°F	87	89	174	107
Density, Vapor/Liquid	lb/ft ³	1.54 / -	1.51 / -	- / 67.31	- / 69.26
Viscosity, Vapor/Liquid	cP	0.01 / -	0.01 / -	- / 6.13	- / 16.43
Molecular Weight, Vapor/Liquid		20.30 / -	20.30 / -	- / 139.90	- / 139.90
Specific Heat, Vapor/Liquid	BTU/lb.°F	0.55 / -	0.54 / -	- / 0.57	- / 0.53
Thermal Conductivity, Vapor/Liquid	BTU/h.ft.°F	0.02 / -	0.02 / -	- / 0.13	- / 0.14
Latent Heat	BTU/lb	-	-	-	-
Inlet Pressure	psig	400	-	400	-
Velocity	ft/s				
Pressure Drop, Allow./Calc.	psi	5 / -		5 / -	
Fouling Resistance	h.ft. ² /BTU	0.001		0.002	
Heat Exchanged	MMBTU/hr	0.487			
Transfer Rate, Service	BTU/h.ft. ² .°F	Clean			BTU/h.ft. ² .°F
CONSTRUCTION OF ONE SHELL			Sketch (Nozzle Orientation)		
		Shell Side	Tube Side		
Design Pressure	psig	650	650		
Design Temperature	°F	200	200		
Corrosion Allowance	inch	0.125	0.125		
Connections, Size & Rating	In Out	2" 300# 2" 300#	16" 300# 16" 300#		
PRESSURE VESSEL DATA					
Code	ASME SEC VIII DIV.1		Material Specifications :		
Dimension : ¹⁾	Inside Dia.	inch	Shell, Head, Pad	SA 516 Gr. 70	
	Tube length	feet	Tubesheet	SA 516 Gr. 70	
	Tube Dia.	inch	Tube	SA 179	
	No of Tubes		Nozzle Neck/ Flange	SA106 Gr. B / SA105	
Thickness : ²⁾	Shell	inch	Structural	SA 36 (Galvanized)	
	Tube	inch	Gasket	304 SS SW Flexible Graphite	
Joint Efficiency				Filled with 304 SS Inner & Outer	
Radiography	full		Flange Bolt/Nut	SA 193 Gr B7 / SA 194 Gr 2H	
Insulation	No			Fluorocarbon Coated	
Painting	Yes				
(Refer to General Specification No. GS - 901 or Company approved Vendor specification)			Weight: empty/ operating/ test	lb	
NOTE :					
1) Dimension, thickness & nozzle size to be verified by Fabricator.					
2) As per code.					
3) Gas / Glycol Exchanger will be installed by mounting on side of TEG Contactor.					
4) All blank data should be furnished by Fabricator.					

LAMPIRAN B

 KODECO  PT TRIPATRA ENGINEERING	TEG REGENERATION PACKAGE <hr/> DATA SHEET	DOC. NO. 2932-ORF-ME-DS-004			
Rev. : <u>2</u>	Date : <u>18-Nov-05</u>	Prep'd : <u>MCH</u>	Chk'd by : <u>HRV</u>	App'd by : <u>JHH / ADS</u>	
General Information					
Client : <u>Kodeco</u>	Unit Tag Number : <u>E - 243</u>				
Project : <u>ORF Expansion</u>	No. Required : <u>1 (one)</u>				
Service : <u>Hot Glycol / Glycol Exchanger</u>	Serial Number : _____				
Vendor : _____	Purchase Order No. : _____				
Size : _____	Surf/ unit (ft ²) : _____				
PERFORMANCE OF ONE UNIT					
Fluid Allocation		Shell Side		Tube Side	
Fluid Name		Lean TEG		Rich TEG	
Fluid Quantity, Total		12,414.6		12,961.4	
	lb/h	IN	OUT	IN	OUT
Vapor	MMSCFD	0.001	-	-	0.10
Liquid	GPM	22.02	22.03	22.99	22.60
Temperature	°F	396	240.60	170	302
Density, Vapor / Liquid	lb/ft ³	0.05 / 60.20	- / 65.16	- / 67.12	0.04 / 62.99
Viscosity, Vapor / Liquid	cP	0.01 / 0.60	- / 2.57	- / 5.99	0.01 / 1.32
Molecular Weight, Vapor / Liquid		31.73 / 139.97	- / 139.9	- / 108.8	19.63 / 118.5
Specific Heat, Vapor / Liquid	BTU/lb.°F	0.53 / 0.73	- / 0.62	- / 0.61	0.47 / 0.69
Thermal Conductivity, Vapor / Liquid	BTU/h.ft.°F	0.02 / 0.09	- / 0.121	- / 0.182	0.02 / 0.14
Inlet Pressure	psig	4.5	#	50	45
Velocity	ft/s				
Pressure Drop, Allow./ Calc.	psi	5 / 1		5 / 1	
Fouling Resistance	hr.ft ² .°F/BTU	0.002		0.002	
Heat Exchanged	MMBTU/hr	1,303			
Transfer Rate, Service	BTU/h.ft ² .°F	Clean	BTU/h.ft ² .°F		
CONSTRUCTION OF ONE SHELL			Sketch (Nozzle Orientation)		
		Shell Side	Tube Side		
Design Pressure	psig	5	150		
Design Temperature	°F	500	400		
Corrosion Allowance	inch	0.125	0.125		
Connections, Size & Rating	In Inch Out Inch	2" 300#	2" 300#		
PRESSURE VESSEL DATA					
Code	ASME SEC. VIII DIV.1		Material Specifications :		
Dimension : ¹⁾	Inside Dia.	Inch	Shell, Head, Pad	SA 516 Gr. 70	
	Tube length	feet	Tubesheet	SA 516 Gr. 70	
	Tube Dia.	Inch	Tube	SA 179	
	No of Tubes		Nozzle Neck/ Flange	SA106 Gr. B / SA105	
Thickness : ¹⁾	Shell	Inch	Structural	SA 36 (Galvanized)	
	Tube	Inch	Gasket	304 SS S/W Flexible Graphite	
Joint Efficiency		²⁾		Filled with 304 SS Inner & Outer	
Radiography	Nil		Flange Bol/Nut	SA 193 Gr B7 / SA 194 Gr 2H	
Insulation	No			Fluorocarbon Coated	
Painting	Yes				
1) Refer to General Specification No. GS - 901			Weight: empty/ operating/ test		lb
or Company approved Vendor specification ;					
NOTE :					
1) Dimension, thickness & nozzle size to be verified by Fabricator.					
2) As per code.					
3) All blank data should be furnished by Fabricator.					
4) Personal protection shall be included in scope of supply.					

LAMPIRAN B

 KODECO  PT TRIPATRA ENGINEERING		TEG REGENERATION PACKAGE DATA SHEET		DOC. NO. 2832-ORF-ME-DS-004	
Rev.: <u>1</u>	Date: <u>18-Nov-05</u>	Prep'd: <u>MCH</u>	Chck'd by: <u>HRV</u>	App'd by: <u>JHH / ADS</u>	
General Information					
Client: <u>Kodeco</u>	Unit Tag Number: <u>E-243</u>				
Project: <u>ORF Expansion</u>	No. Required: <u>1 (one)</u>				
Service: <u>Gold Glycol / Glycol Exchanger</u>	Serial Number: _____				
Vendor: _____	Purchase Order No.: _____				
Size: _____	Surf / unit (ft ²): _____				
PERFORMANCE OF ONE UNIT					
Fluid Allocation		Shell Side		Tube Side	
Fluid Name		Lean TEG		Rich TEG	
Fluid Quantity, Total		12,414.6		12,961.4	
		IN	OUT	IN	OUT
Vapor	MMSCFD	-	-	-	-
Liquid	GPM	22.03	22.03	22.99	22.99
Temperature	°F	249.60	179.70	110.80	170
Liquid Density	lb/ft ³	65.16	66.94	68.88	67.13
Liquid Viscosity	cP	2.57	6.02	12.97	5.92
Liquid Molecular Weight		139.90	139.90	108.80	108.80
Liquid Specific Heat	BTU/lb.°F	0.62	0.58	0.57	0.61
Liquid Thermal Conductivity	BTU/h.ft.°F	0.121	0.133	0.189	0.182
Inlet Pressure	psig	4	3.5	60	55
Velocity	ft/s				
Pressure Drop, Allow'd Calc.	psi	5 / "		5 / "	
Fouling Resistance	hr.ft ² .°F/BTU	0.002		0.002	
Heat Exchanged	MMBTU/hr	0.452			
Transfer Rate, Service	BTU/h.ft ² .°F	Clean	BTU/h.ft ² .°F		
CONSTRUCTION OF ONE SHELL			Sketch (Nozzle Orientation)		
		Shell Side	Tube Side		
Design Pressure	psig	5	650		
Design Temperature	°F	300	300		
Corrosion Allowance	inch	0.125	0.125		
Connections, Size & Rating	In Inch	2" 300#	2" 300#		
	Out Inch	2" 300#	2" 300#		
PRESSURE VESSEL DATA					
Code	ASME SEC VIII DIV 1		Material Specifications :		
Dimension : ¹⁾	Inside Dia.	Inch	Shell, Head, Pad	SA 516 Gr. 70	
	Tube length	feet	Tubesheet	SA 516 Gr. 70	
	Tube Dia.	Inch	Tube	SA 179	
	No of Tubes		Nozzle Neck/ Flange	SA106 Gr. B / SA105	
Thickness : ¹⁾	Shell	Inch	Structural	SA 36 (Galvanized)	
	Tube	Inch	Gasket	304 SS 31W Flexible Graphite	
Joint Efficiency			⁴⁾ Filled with 304 SS Inner & Outer		
Radiography	full		Flange Bolt/Nut	SA 193 Gr B7 / SA 194 Gr 2H	
Insulation	No		Fluorocarbon Coated		
Painting	Yes				
/ Refer to General Specification No. GS - 901		Weight: empty/ operating/ test		lb	
or Company approved Vendor specification)					
NOTE :					
1) Dimension, Thickness & Nozzle Size to be verified by Fabricator.					
2) As per code.					
3) All blank data should be furnished by Fabricator.					
4) Personal protection shall be included in scope of supply.					

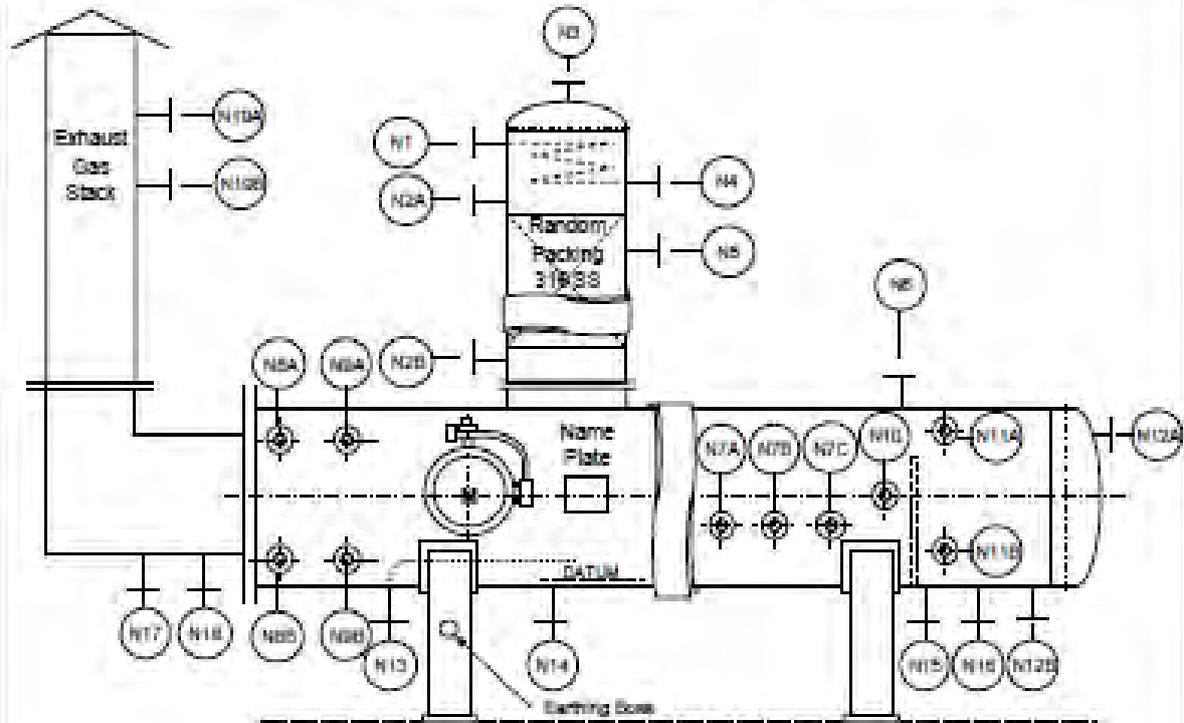
LAMPIRAN B

 KODECO  PT TRIPATRA ENGINEERING		TEG REGENERATION PACKAGE DATA SHEET		DOC. NO. 2832-ORF-ME-DS-004	
Rev.: <u>0</u>	Date: <u>18-Nov-05</u>	Prep'd: <u>MCH</u>	Chck'd by: <u>HBV</u>	Appr'd by: <u>JHH / ADS</u>	
General Information					
Client	<u>Kodeco</u>	Unit Tag Number	<u>V-241</u>		
Project	<u>ORF Expansion</u>	No. Required	<u>1 (one)</u>		
Service	<u>TEG Regeneration</u>	Serial Number	_____		
Vendor	_____	Purchase Order No.	_____		
Design Information					
Code	<u>ASME Section VIII Division 1</u>				
Reboiler Temperature	: <u>396</u> °F	Reboiler Dimension :	<u>1)</u>		
Reboiler Design Temp.	: <u>500</u> °F	Inside Diameter	:	_____	feet
Reboiler Operating Press.	: <u>6" WC</u>	T/T Line	:	_____	feet
Design Pressure	: <u>5</u> psig	Thickness	_____		
Corrosion Allowance	: <u>0.125</u> inch	Shell	:	_____	inch
Joint Efficiency	: _____	Top Head	:	_____	inch
Hydro. Test Pressure	: _____ psig ⁽¹⁾	Bottom Head	:	_____	inch
Wind Velocity	: <u>73</u> mph	Still Column Dimension :	_____		
Seismic Factor	: <u>0.16 G</u>	Inside Diameter	:	_____	feet
Location	: <u>Outdoor (Onshore)</u>	Length	:	_____	feet
Height of Packing	: _____ feet	Shell Thickness	:	_____	inch
Area of Reflux Coil	: _____ ft ²	_____			
Process Design Condition					
Reboiler (Design Condition) :			TEG Still Column (Design Condition) :		
Design Pressure	: <u>5</u> psig	Fluid	:	<u>Water Vap. / TEG / Aromatics</u>	
Design Temperature	: <u>500</u> °F	Design Pressure	:	<u>5</u>	psig
Operating Pressure	: <u>6" WC</u>	Design Temperature	:	<u>500</u>	°F
Operating Temperature	: <u>396</u> °F	Operating Pressure	:	<u>6" WC</u>	
Min. Design Metal Temp.	: _____ °F ⁽¹⁾	Operating Temp.	_____		
Reboiler Heat Source	: <u>Fuel Gas</u>	Bottom	:	<u>396</u>	°F
Water Removal Rate	: <u>546</u> lb/hr	Top	:	<u>225</u>	°F
			Packed Bed Type : _____		
Heater Performance			Height : _____ inch		
Service	: <u>Reboiler</u>	Differential Pressure	:	_____ psi	
Fluid Name	: <u>Triethylene Glycol</u>	Differential Pressure	_____		
Type of Heater	: <u>Natural Draft-Direct Fired</u>	Liquid Distributor Type	:	_____	
Number Required	: <u>1</u>	Diff. Press. (Max.)	:	_____ psi	
Total Heat Duty	: <u>1.2</u> MMBTU/hr	Sparry Nozzles Dia.	:	_____ inch	
Flowrate (Lean TEG Outlet)	: <u>22</u> GPM	Quantity	:	_____	
Heat Flux					
Maximum	: <u>8000</u> BTU/h.ft ²	TEG Reflux Coil			
Design	: _____ BTU/h.ft ²	Design Pressure	:	<u>650</u>	psig
Inside Tube Condition			Design Temperature	:	<u>400</u> °F
Heat Transfer Coefficient	: _____ BTU/h.ft ² .°F	Tube Temp. In/ Out	:	<u>95 / 111</u> °F	
Fouling Resistance	: _____ h.ft ² .°F/BTU	Heat Duty	:	<u>0.09</u> MMBTU/hr	
Max. Allow. Inside Film Temp.:	<u>404</u> °F	Shell Side Temp.	:	<u>225</u> °F	
			Service : <u>Condensing on shell side</u>		
			Surface Area	:	_____ ft ² (outside)
			Tube Diameter (OD)	:	_____ inch
			Coil Diameter (OD)	:	_____ inch
			Tube Wall Thick'ess	:	_____ inch
			Tube Material	:	<u>316 L SS</u> inch

LAMPIRAN B

 KODECO  PT TRIPATRA ENGINEERING	TEG REGENERATION PACKAGE	DOC. NO.
	DATA SHEET	2632-ORF-ME-D8-004

Rev.: 0 Date: 18-Nov-05 Prep'd: MGH Check'd by: HRY Appr'd by: JHH / ADG



Connection Schedule

Mark No.	No. Req'd.	Size. (In.)	Rating	Facing	Type	Description	Remarks
N1	1	2	150	RF	WN	From Glycol Contactor	
N2 A/B	2	2	150	RF	WN	PDT Connection	
N3	1	4	150	RF	WN	Gas to Burn Pit	
N4	1	2	150	RF	WN	To E-243	
N5	1	2	150	RF	WN	From E-242	
N6	1	2	150	RF	WN	From Existing Glycol Collection Tank	
N7A/B/C	3	2	150	RF	WN	TI Connection	
N8 A/B	2	2	150	RF	WN	LG Connection	
N9 A/B	2	2	150	RF	WN	LT Connection	
N10	1	2	150	RF	WN	PI Connection	
N11 A/B	2	2	150	RF	WN	LT Connection	
N12 A/B	2	2	150	RF	WN	LG Connection	
N13	1	2	150	RF	WN	Stripping Gas	
N14	1	2	150	RF	WN	Drain Connection	
N15	1	2	150	RF	WN	Lean Glycol Outlet	
N16	1	2	150	RF	WN	Drain Connection	
N17	1	1 1/2	150	RF	WN	Lean Glycol Outlet	
N18	1	1/2	150	RF	WN	Main Burner Connection	
N19 A/B	2	1 1/2	150	RF	WN	TI Connection	
M	1	20	150	RF	WN	Manhole	With Davit

LAMPIRAN B

 KODECO  PT TRIPATRA ENGINEERING	TEG REGENERATION PACKAGE <hr/> DATA SHEET	DOC. NO. 2832-ORF-ME-DS-004		
Rev.: <u>0</u>	Date: <u>18-Nov-05</u>	Prep'd: <u>MCH</u>	Chck'd by: <u>HRV</u>	Appr'd by: <u>JHH / ADS</u>
General Information				
Client: <u>Kodeco</u>	Unit Tag Number: <u>V - 246</u>			
Project: <u>ORF Expansion</u>	No. Required: <u>1 (one)</u>			
Service: <u>Glycol Flash Drum</u>	Serial Number: _____			
Vendor: _____	Purchase Order No.: _____			
Design Information				
Code: <u>ASME Section VIII Division 1</u>				
Operating Temperature :	<u>170</u> °F	Dimension : ^{''}		
Design Temperature :	<u>300</u> °F	Inside Diameter :	<u>3' - 6"</u>	
Operating Pressure :	<u>50</u> psig	T/T Line :	<u>11' - 0"</u>	
Design Pressure :	<u>150</u> psig			
Corrosion Allowance :	<u>0.125</u> inch	Thickness : ^{''}		
Joint Efficiency :	<u>0</u>	Shell :	<u>0.375</u> inch	
Hydro. Test Pressure :	<u>195</u> psig	Top Head :	<u>0.375</u> inch	
Wind Velocity :	<u>73</u> mph	Bottom Head :	<u>0.375</u> inch	
Seismic Factor :	<u>0.16 G</u>			
Operating Condition				
Gas Rate :	<u>0.047</u> MMSCFD	Viscosity of Gas :	<u>0.01</u> cP	
Liquid Rate :	<u>22</u> GPM	Mist Eliminator (Y/N) :	<u>No</u>	
Liquid Density :	<u>57.13</u> lb/ft ³	Vortex Breaker (Y/N) :	<u>No</u>	
MW Gas :	<u>18.5</u>	Inlet Baffle / Diversion :	<u>Yes</u>	
Gas Comp. Factor :	<u>0.95</u>	Min. Design Metal Temp. :	<u>0</u> °F	
Fabrication / Construction Information				
Head Type:	<u>2 : 1 Ellipsoidal</u>			
Orientation:	<input checked="" type="radio"/> Horizontal	<input type="radio"/> Vertical		
Support Type:	<input checked="" type="radio"/> Saddle	<input type="radio"/> Lug	<input type="radio"/> Leg	<input type="radio"/> Skirt
Platform & Ladder:	<input type="radio"/> Yes	<input checked="" type="radio"/> No		
Material Specifications :				
Shell, Head, Pad:	<u>A 516 Gr. 70</u>	Nozzle Neck :		
Saddle:	<u>A 516 Gr. 70</u>	Pipe:	<u>A 106 Gr B</u>	
Structural:	<u>A 36 (Painted)</u>	Flange:	<u>A 105</u>	
Devil:	<u>A 36</u>	Gasket:	<u>304 SS Spiral Wound</u>	
Internal Pipe:	<u>A 106 Gr. B</u>	<u>Flexible Graphite Filled with</u>		
Internal Bolt / Nut:	<u>304 SS</u>	<u>304 SS Inner & Outer Ring</u>		
		Flange Bolt/Nut:	<u>A 193 Gr B7 / A 194 Gr 2H</u>	
		<u>Fluorocarbon Coated</u>		
Personal Protection:	<input checked="" type="radio"/> Yes	<input type="radio"/> No		Personal Prot. Type:
Nameplate:	<input checked="" type="radio"/> Yes <u>SS</u>	<input type="radio"/> No		Nameplate Bracket: <u>Carbon Steel</u>
Insulation:	<input type="radio"/> Yes	<input checked="" type="radio"/> No		
Painting:	<input checked="" type="radio"/> Yes	<input type="radio"/> No		
(Refer to General Specification No. GS - 901 or Company approved Vendor specification.)				
PWHT (As per Code):	<input type="radio"/> Yes	<input checked="" type="radio"/> No		
Radiography:	<input type="radio"/> Spot	<input checked="" type="radio"/> Full		
Weight (Estimate) :				
Empty:	<u>4,732</u>	lb		
Operating:	<u>8,270</u>	lb		
Test:	<u>17,138</u>	lb		

LAMPIRAN B

 KODECO  PT TRIPATRA ENGINEERING	TEG REGENERATION PACKAGE <hr/> DATA SHEET	DOC. NO. 2632-ORF-ME-08-004																		
Rev.: <u>0</u>	Date: <u>18-Nov-05</u>	Prep'd: <u>MCH</u>	Check'd by: <u>HRV</u>	App'd by: <u>JHH / ADS</u>																
GENERAL INFORMATION																				
Client: <u>Kodeco</u>	Unit Tag Number: <u>P-241 A/B</u>																			
Project: <u>ORF Expansion</u>	No. Required: <u>2 (two)</u>																			
Service: <u>TEG Circulation Pump</u>	Serial Number: _____																			
Vendor: _____	Purchase Order Number: _____																			
Noted to be completed by: <input type="radio"/> Purchaser <input type="checkbox"/> Manufacturer <input checked="" type="checkbox"/> Purchaser & Manufacturer																				
GENERAL																				
No. Motor Driven: <u>2</u>	Other Driver Type: _____																			
Pump Item No's: _____	Pump Item No's: _____																			
Motor Item No's: _____	Driver Item No's: _____	Gear Item No's: _____																		
Motor Provided by: _____	Driver Provided by: _____	Gear Provided by: _____																		
Motor Mounted by: _____	Driver Mounted by: _____	Gear Mounted by: _____																		
Motor Data Sheet No.: _____	Driver Data Sheet No.: _____	Gear Data Sheet No.: _____																		
OPERATING CONDITION		LIQUID																		
<input checked="" type="checkbox"/> Capacity @ PT: _____ Normal <u>22</u> GPM, Design _____ GPM		<input checked="" type="checkbox"/> Type of Liquid: <u>Lean Glycol</u>																		
<input checked="" type="checkbox"/> Discharge Pressure: _____ Min. _____ psig, Max. <u>650</u> psig		<input checked="" type="checkbox"/> Pumping Temp. (Normal): <u>179.7</u> °F																		
<input type="checkbox"/> Suction Pressure: _____ Min. _____ psig, Max. _____ psig		<input checked="" type="checkbox"/> Density: <u>66.94</u> lb/ft ³																		
<input type="checkbox"/> Differential Pressure: _____ Min. _____ psi, Max. _____ psi		<input checked="" type="checkbox"/> Specific Heat, Cp: <u>0.577</u> BTU/lb°F																		
<input type="checkbox"/> NPSHA: _____ ft		<input checked="" type="checkbox"/> Viscosity: <u>6.02</u> cP																		
		<input type="checkbox"/> Corrosive/Erosive Agent: <u>CO2, Water</u>																		
		<input type="checkbox"/> Chloride Concentration: _____ ppm																		
		<input type="checkbox"/> H ₂ S Concentration: _____ ppm																		
		Liquid <input type="checkbox"/> Toxic <input type="checkbox"/> Flammable <input type="checkbox"/> Other																		
<input type="checkbox"/> PERFORMANCE		<input type="checkbox"/> SITE AND UTILITY DATA																		
<input type="checkbox"/> Rated Capacity: _____ gpm <input type="checkbox"/> NPSH Required: _____ ft <input type="checkbox"/> Piston/Plunger speed: _____ fpm <input type="checkbox"/> Displacement: _____ gpm <input type="checkbox"/> Volumetric Efficiency: _____ % <input type="checkbox"/> Mechanical Efficiency: _____ % <input type="checkbox"/> BHP @ max viscosity: _____ <input type="checkbox"/> BHP @ relief valve setting: _____ <input type="checkbox"/> Max. Allow. Speed: _____ rpm <input type="checkbox"/> Speed at Design: _____ rpm <input type="checkbox"/> Hydraulic HP _____ BHP		Location <input type="checkbox"/> Indoor <input checked="" type="checkbox"/> Outdoor <input type="checkbox"/> Heated <input checked="" type="checkbox"/> Unheated <input type="checkbox"/> Under Roof <input checked="" type="checkbox"/> Electrical Area Class <u>I</u> Group <u>D</u> Div <u>2</u> <input type="checkbox"/> Winterization Req'd <input checked="" type="checkbox"/> Tropicalization Required																		
<input type="checkbox"/> Drive Gas: _____ <input type="checkbox"/> Governor Type: _____ <input type="checkbox"/> Inlet Pressure: _____ psia <input type="checkbox"/> Inlet Temperature: _____ °F <input type="checkbox"/> Exhaust Pressure (Max): _____ psig <input type="checkbox"/> Stall Pressure: _____ psig <input type="checkbox"/> Gas Consumption: _____ lb/hp-hr		Site Data <input type="checkbox"/> Range of Amb. Temp. <u>95</u> max <u>65</u> min °F Unusual Condition <input type="checkbox"/> Dust <input type="checkbox"/> Fumes <input type="checkbox"/> Salt Atmosphere <input type="checkbox"/> Other: _____ <input type="checkbox"/> Utility Conditions: _____																		
		<table style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="text-align: left;">Electricty</td> <td style="text-align: center;">Drivers</td> <td style="text-align: center;">Heating</td> <td style="text-align: center;">Control</td> </tr> <tr> <td>Voltage</td> <td style="text-align: center;"><u>380</u></td> <td style="text-align: center;"><u>120</u></td> <td style="text-align: center;"><u>120</u></td> </tr> <tr> <td>Hertz</td> <td style="text-align: center;"><u>50</u></td> <td style="text-align: center;"><u>50</u></td> <td style="text-align: center;"><u>50</u></td> </tr> <tr> <td>Phase</td> <td style="text-align: center;"><u>3</u></td> <td style="text-align: center;"><u>1</u></td> <td style="text-align: center;"><u>1</u></td> </tr> </table>			Electricty	Drivers	Heating	Control	Voltage	<u>380</u>	<u>120</u>	<u>120</u>	Hertz	<u>50</u>	<u>50</u>	<u>50</u>	Phase	<u>3</u>	<u>1</u>	<u>1</u>
Electricty	Drivers	Heating	Control																	
Voltage	<u>380</u>	<u>120</u>	<u>120</u>																	
Hertz	<u>50</u>	<u>50</u>	<u>50</u>																	
Phase	<u>3</u>	<u>1</u>	<u>1</u>																	
APPLICABLE SPECIFICATIONS																				
<input checked="" type="checkbox"/> API 574 Positive Displacement Pump - Reciprocating <input checked="" type="checkbox"/> General Company Specification of Positive Displacement Pump "GS-160" <input type="checkbox"/> Governing Specification (if Different) _____																				
REMARKS: <u>Vendor shall confirm with available pump specification.</u> <u>Pump shall be provided with flanged pulsation dampener on suction and discharge side.</u> <u>All blank data should be furnished by Vendor.</u>																				