



Penjelasan audit unit TOX
(Thermal Oxidizer) pada Sub
Bab 4.1.4 halaman IV-22

BAB IV

EVALUASI PERFORMA SISTEM DAN PERALATAN

Sistem yang melibatkan energi di CPP Singa pada kegiatan Audit Energi ini, adalah sebagai berikut:

1. *Amine System*
2. *Membran System*
3. *Thermal Oxidizer System*
4. *Dehydration Unit System*
5. *Fuel Gas System*

Peralatan pengonsumsi energi utama yang ditinjau dalam audit energi di CPP Singa, adalah sebagai berikut:

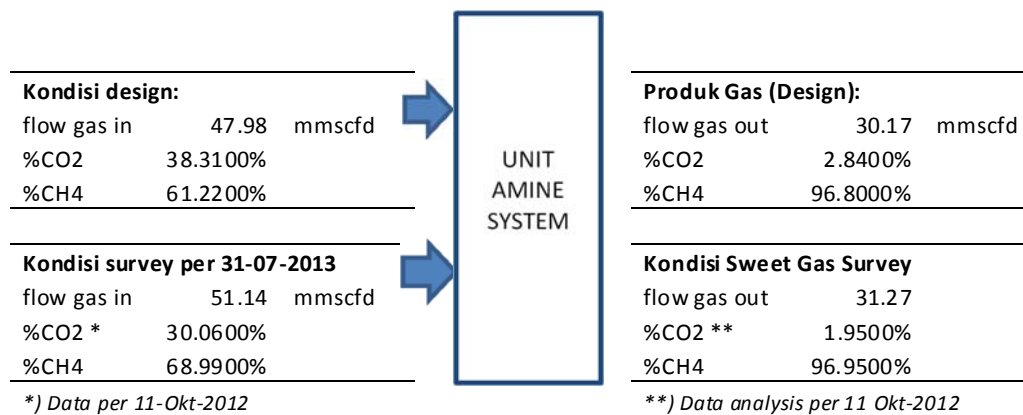
1. *Gas Turbine Generator (electric power plant)*
2. *Inlet Cooler*
3. *Pompa Semi Lean amine*
4. *Pompa Lean amine*
5. *Pompa Lean Booster Amine*
6. *Pompa Rich amine*
7. *Pompa Hot Oil Circulating pump*
8. *Air Compressor*
9. *WHRU Hot Oil*

4.1 Evaluasi Performa Sistem

4.1.1 Amine System

Performa dari unit Amine ini dievaluasi dari efektifitas pembuangan gas CO₂ (acid gas) dari gas inlet ke amine system yang mengandung %mole CO₂ besar. Dengan kata lain bahwa keberhasilan performa amine system ini adalah seberapa besarnya methane recovery yang bisa diambil dalam sistem tersebut.

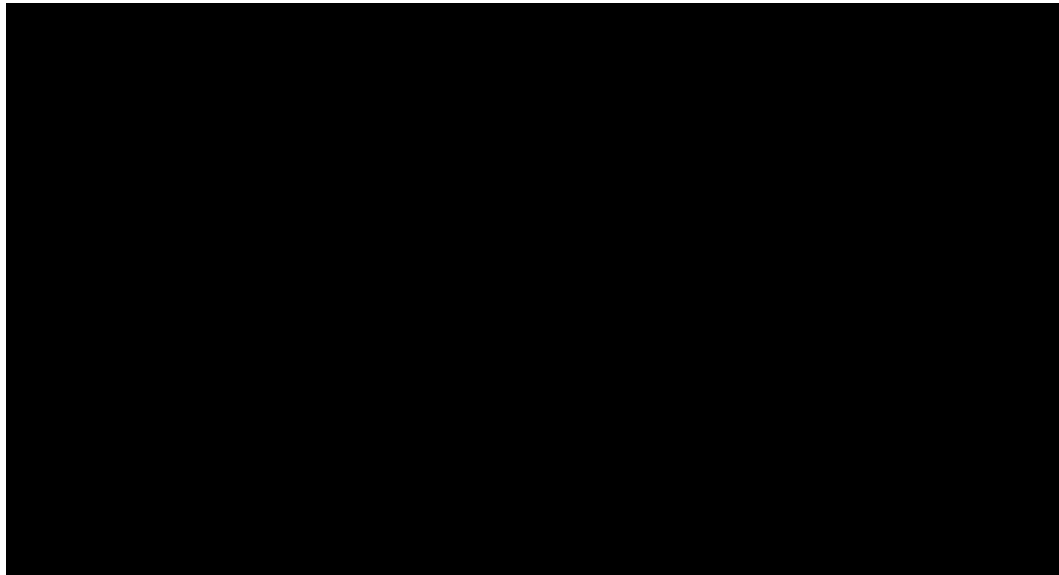
Berikut ilustrasi evaluasi performa amine system apabila dilihat dari %methane didalam produk amine system dibandingkan dengan raw gas yang masuk:



$$\begin{aligned}
 \text{Performa Amine System} &= \%CH_4 \text{ terecover dalam system (\%)} \\
 &= \frac{(\text{flowgas} * \%CH_4) \text{ Gas Produk} - (\text{flowgas} * \%CH_4) \text{ Gas inlet AmineSystem}}{(\text{flowgas} * \%CH_4) \text{ Gas inlet AmineSystem}} \\
 &\quad \text{- methane} \\
 \text{DESIGN :} &\quad 99.4\% \text{ recover} \\
 &\quad \text{- methane} \\
 \text{SURVEY :} &\quad 85.9\% \text{ recover}
 \end{aligned}$$

Gambar 4.1. Ilustrasi Evaluasi Performa Amine System Berdasarkan % Methane dalam Produk

Apabila performa methane loss (methane yang terkandung dalam Acid gas) disajikan dalam analisa methane recovery, maka performa amine system dapat dilihat dalam evaluasi berikut ini:



Gambar 4.2. Performa Amine System Berdasarkan % Methane Losses

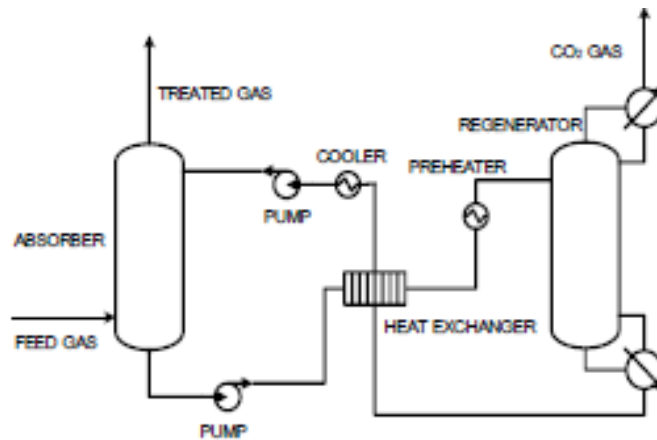
Dari data diatas terlihat bahwa methane recovery kondisi saat ini masih relatif lebih buruk dibandingkan kondisi design, dimana masih sekitar 14% methane loss ke aliran acid gas atau sekitar 2,51 mmscfd methane loss. Penyebab terjadinya methane loss akan ditelaah lebih lanjut.

Pada prinsipnya proses removal gas CO₂ dari gas alam adalah penggabungan dari proses absorpsi dan stripper. Proses absorpsi tersebut terjadi secara fisik (karena adanya driving force antara konsentrasi CO₂ dalam fasa gas dan CO₂ dalam amine) dan kimia (adanya reaksi asam-basa) dimana CO₂ di dalam air bersifat asam lemah dan MDEA bersifat basa lemah. Adapun reaksi yang terjadi di Absorber adalah sebagai berikut:



Proses ini berjalan reversible, artinya kita bisa membalik reaksinya menjadi pelepasan CO₂ dari amine dengan merubah kondisi operasi. Dalam absorber, syngas yang kaya akan CO₂ dikontakkan dengan lean amine. Proses absorpsi disukai terjadi pada pressure tinggi dan temperature rendah. Karena itulah lean

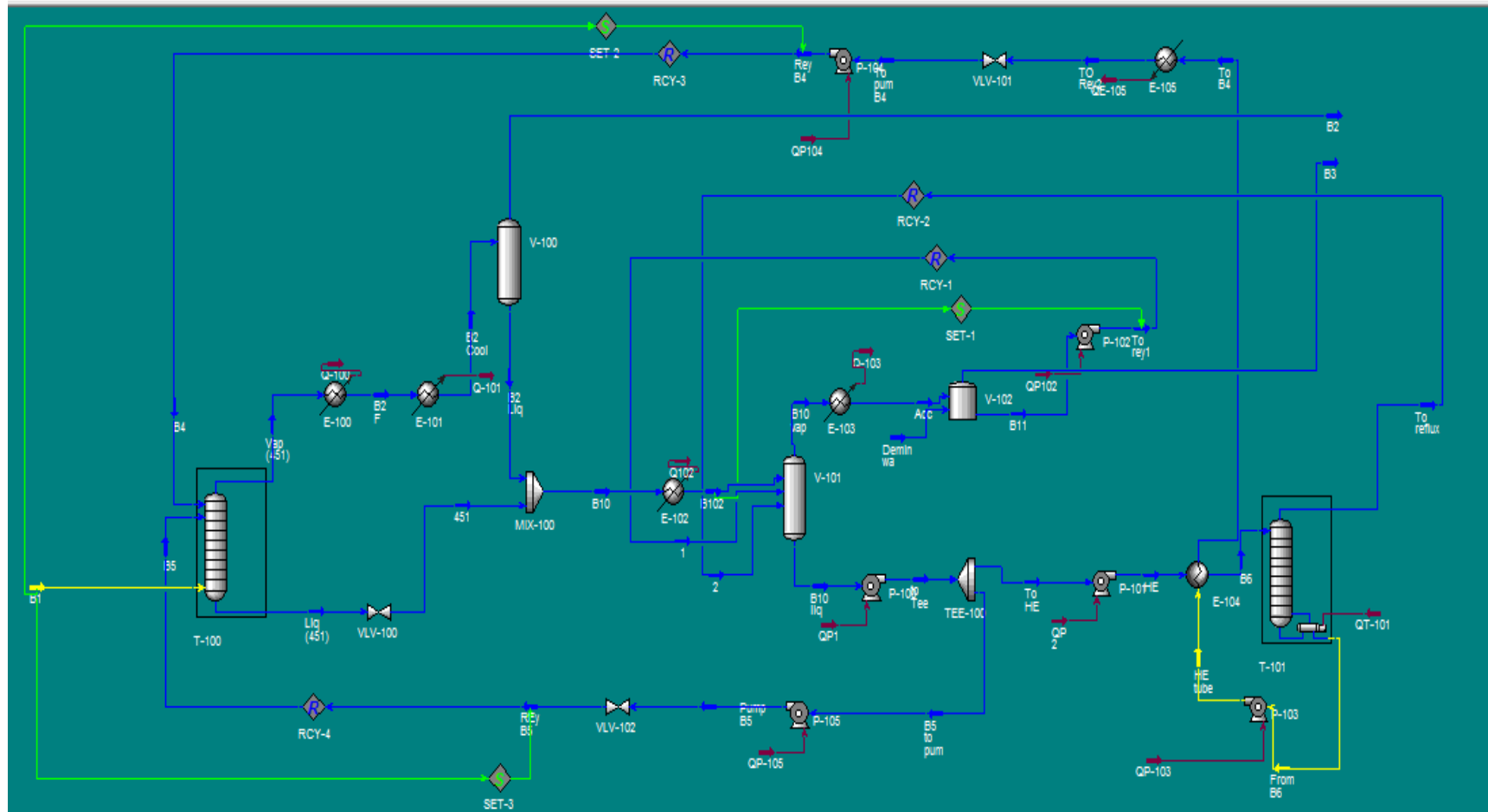
amine dipompa dengan tekanan tinggi lewat bagian atas absorber untuk dikontakkan dengan raw gas yang masih bertekanan tinggi dari bagian bawah. Agar penyerapan berjalan efektif maka dipasanglah bed packing atau tray pada bagian tengah absorber untuk memperluas permukaan kontak gas dan liquid. Amine yang telah menyerap CO₂ disebut rich amine dan akan menjalani proses flashing (penurunan tekanan) untuk melepas hidrokarbon yang terabsorbsi dan proses regenerasi di kolom stripper untuk melepaskan CO₂ dari amine. Kondisi operasi Stripper adalah kebalikan dari Absorber, dimana proses pelepasan CO₂ dari rich amine disukai terjadi pada pressure rendah dan temperature tinggi. hal ini bisa terjadi karena proses absorpsi tadi adalah reversible. Karena itulah dipasang reboiler pada bagian bawah stripper untuk menaikkan temperature. CO₂ yang terlepas biasanya dibuang ke lingkungan atau menjalani proses pembakaran sebelum dibuang. Sedangkan amine yang sudah tidak mengandung CO₂ dipompa kembali ke Absorber, tentunya ditambah make-up karena adanya loss amine dalam sistem tersebut. Amine yang digunakan dicampur dengan air pada konsentrasi tertentu. Semakin tinggi konsentrasi amine, semakin tinggi kemampuan menyerap CO₂, namun larutan menjadi korosif. Begitu juga sebaliknya, jika kadar amine berkurang kemampuan menyerap CO₂ menurun, larutan tidak terlalu korosif (<http://www.chem-is-try.org>).



Gambar 4.3 Amine System

Perbandingan Desain Basis dengan Simulasi

Teknologi amine sistem yang digunakan pada Medco Lematang menggunakan proses licensor dari UOP LLC dengan teknologi *Split-flow Chemical Absorption dan thermal regeneration* yaitu, penyerapan CO₂ oleh dua jenis larutan amine yang berbeda konsentrasinya. Dimana, proses split dilakukan pada kolom flash. Penambahan kolom flash diantara kolom absorber dan stripper dapat mengurangi kandungan hidrokarbon di rich amine. Dalam pelaksanaannya, flash kolom biasanya terbagi menjadi dua yaitu, High pressure flash Coloum (HPFC) dan Low pressure flash Coloum (LPFC). Medco lematang mendesain HPFC dengan cara melakukan perubahan ukuran diameter pipa dari 16” (pipa yang keluar dari kolom absorber) menjadi pipa 24” (pipa sebelum masuk kolom LPFC). Perubahan diameter ini, secara proses dapat menggantikan kolom HPLC yang biasanya berbentuk horisontal. Hasil simulasi dengan menggunakan hysis menunjukkan teknologi ini dapat mengurangi kandungan CO₂ sehingga dapat mencapai 2,6% gas CO₂ di sweet gas dengan kandungan hidrokarbon (metana) yang terbawa ke thermal oxidezer sebesar 1,4%. Gambar 4.4 dan Tabel 4.1 menunjukkan proses flow diagram dan neraca massa di aliran.



Gambar 4.4. Proses flow diagram untuk amine sistem menggunakan software *Hysis^(R)*.

Tabel 4.1. Kondisi operasi dan neraca massa di beberapa aliran pada proses flow diagram hasil simulasi

Stream Number		B.1	B.2	B.3	B.4	B.5	B.6	B.7	B.10	B.11
Stream Name	Unit	Raw Gas to Amine Absorber	Sweet Gas to DHU	Acid Gas to TOx	Lean Amine to Absorber	Semi Lean to Absorber	Rich Amine to Amine Reg. Column	Demin Water to Accumulator	Rich/Lean Liquid to Flash Column	Reflux to Flash Column
Composition :										
Nitrogen	%-mole	0.0300	0.0476	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000
CO2	%-mole	38.3121	2.7846	86.9772	0.1738	3.9775	3.9794		7.7531	0.0425
H2S	%-mole	0.0346	0.0008	0.0810	0.0004	0.0060	0.0060		0.0093	0.0001
Methane	%-mole	61.2219	96.7006	1.4048	0.0000	0.0000	0.0000		0.0698	0.0000
Ethane	%-mole	0.1701	0.2693	0.0030	0.0000	0.0000	0.0000		0.0001	0.0000
Propane	%-mole	0.0100	0.0159	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000
i-Butane	%-mole	0.0100	0.0159		0.0000	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000
H2O	%-mole	0.2113	0.1654	11.5334	87.8973	85.4563	85.4490	100.0000	81.9063	99.8173
Solvent (MDEA)	%-mole	-	0.0000	0.0000	11.9285	10.5602	10.5656		10.2613	0.1401
Air	%-mole									
Hot Oil	%-mole									
Temperature	deg-F	117.00	115.00	135.79	129.82	173.52	205.00	80.00	164.00	135.79
Pressure	psig	1194.00	1187.00	8.00	1191.00	1193.00	45.00	75.00	13.00	8.00
Molar Flow	MMSCFD	48.00	30.10	20.17	53.00	328.60	59.74		399.51	3.94
Mass Flow	lb/hr	141265.62	55782.40	89930.40	175331.53	1072752.12	195051.30		1333566.86	7865.94
Strd ideal Liq	barrel/day	19293.9	12130.1	7468.1	11806.8	73252.0	13318.89747		92222.55586	539.6069217

Neraca massa yang didapatkan pada hasil simulasi (ditunjukkan pada Tabel 4.1) nilainya tidak jauh berbeda dengan data desain awal sistem amine (ditunjukkan pada Tabel 4.2).

Tabel 4.2. Kondisi operasi dan neraca massa di beberapa aliran pada proses flow diagram berdasarkan data *As Built*

Stream Number		B.1	B.2	B.3	B.4	B.5	B.6	B.7	B.10	B.11
Stream Name	Unit	Raw Gas to Amine Absorber	Sweet Gas to DHU	Acid Gas to TOx	Lean Amine to Absorber	Semi Lean to Absorber	Rich Amine to Amine Reg. Column	Demin Water to Accumulator	Rich/Lean Liquid to Flash Column	Reflux to Flash Column
Composition :										
Nitrogen	%-mole	0.0300	0.0476	0.0010	-	-	-	-	-	-
CO2	%-mole	38.3121	2.8400	86.0598	0.0135	3.8802	3.8801	-	7.6120	0.0655
H2S	%-mole	0.0346	-	0.0825	0.0001	0.0197	0.0196	-	0.0204	0.0002
Methane	%-mole	61.2219	96.6467	2.7984	-	-	-	-	0.0408	-
Ethane	%-mole	0.1701	0.2684	0.0080	-	-	-	-	0.0001	-
Propane	%-mole	0.0100	0.0159	0.0003	-	-	-	-	-	-
i-Butane	%-mole	0.0100	0.0159	0.0003	-	-	-	-	-	-
H2O	%-mole	0.2113	0.1654	11.0495	88.0997	85.6074	85.6075	100.0000	82.1226	99.9121
Solvent (MDEA)	%-mole	-	-	-	11.8868	10.4928	10.4928	-	10.2042	0.0224
Air	%-mole	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Hot Oil	%-mole	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Molar Flow	MMSCFD	48.0	30.2	20.5	-	-	-	-	-	-
Temperature	deg-F	117.0	114.9	137.8	129.4	172.7	205.4	80	164.3	138.7
Pressure	psig	1194.0	1183.8	8.0	1191.0	1193.0	13.8	75	12.8	10.3
Mass Flow	lb/hr	141193.6	56068.8	90803.2	168766.6	1069403.6	188718.3		1323283.6	10480.6
Mass Enthalpy	BTU/lb	-3184.0	-2157.9	-3904.5	-4382.0	-4457.5	-4402.4		-4409.8	-6738.5

Namun, ada sedikit perbedaan di jumlah *methane loss* yang terbawa di aliran *acid gas to Tox* (B3). Dimana hasil simulasi menunjukkan jumlah methane loss di B3 sebesar 0,28 mmscfd, sedangkan data di *as built* jumlah methane loss di B3 sebesar 0,55 mmscfd. Apabila dilihat neraca massa gas metana pada *as built mass balanced* antara masuk dan keluar sistem amine tidak sama. Dimana, jumlah gas metana

pada *raw gas to absorber* (B1) adalah sebesar 29,38 mmscfd dan jumlah gas metana pada *sweet gas to DHU* (B2) adalah sebesar 29,18 mmscfd. Sehingga, agar peneracaan gas metana seimbang maka, jumlah gas metana yang terbawa oleh *acid gas to Tox* seharusnya adalah sebesar 0,20 mmscfd bukan 0,57 mmscfd. Apabila gas metana yang terbawa oleh *acid gas to Tox* adalah sebesar 0,20 mmscfd maka, nilai tersebut dekat dengan hasil yang diperoleh dari simulasi.

Oleh karena itu, proses flow diagram dan parameter operasi ini yang digunakan sebagai acuan untuk mempelajari permasalahan methane loss yang cukup besar di acid gas.

Perbandingan Simulasi dengan Data di Lapangan:

A. Simulasi untuk Kondisi di Lapangan:

Beberapa kondisi yang berbeda antara parameter desain dengan aktualnya adalah kondisi laju alir umpan dan komposisi gas umpan. Tabel 4.3 menunjukkan perbedaan laju alir dan komposisi gas umpan antara desain dan kondisi lapangan.

Tabel 4.3 Perbedaan laju alir dan komposisi gas umpan antara desain dan kondisi lapangan

Kondisi		Desain	Aktual
Stream Name	Unit	Raw Gas to Amine Absorber	Raw Gas to Amine Absorber
<u>Composition :</u>			
Nitrogen	%-mole	0.03	0.0300
CO2	%-mole	38.3121	30.0586
H2S	%-mole	0.0346	0.0346
Methane	%-mole	61.2219	68.9868
Ethane	%-mole	0.1701	0.1701
Propane	%-mole	0.01	0.0400
i-Butane	%-mole	0.01	0.0300
H2O	%-mole	0.2113	0.6500
Solvent (MDEA)	%-mole	-	-

Air	%-mole	-	-
Hot Oil	%-mole	-	-
Temperature	deg-F	117	117.00
Pressure	psig	1194	1194.00
Molar Flow	MMSCFD	48	52.00
Mass Flow	lb/hr	141265.6	140003.54
Std Ideal Liq. Flow	barrel/day		20857.0

Mengacu pada komposisi dan laju alir pada kondisi lapangan dan dengan tetap mempertahankan kondisi operasi pada hysis yang telah divalidasi dengan data desain, maka hasil simulasi menggunakan perangkat lunak hysis untuk komposisi dan laju alir pada kondisi lapangan ditunjukkan pada Tabel 4.4.

Tabel 4.4. Kondisi operasi dan neraca massa di beberapa aliran pada proses flow diagram untuk kondisi di lapangan

Stream Number		B.1	B.2	B.3	B.4	B.5	B.6	B.7	B.10	B.11
Stream Name	Unit	Raw Gas to Amine Absorber	Sweet Gas to DHU	Acid Gas to TOx	Lean Amine to Absorber	Semi Lean to Absorber	Rich Amine to Amine Reg. Column	Demin Water to Accumulator	Rich/Lean Liquid to Flash Column	Reflux to Flash Column
Composition :										
Nitrogen	%-mole	0.0300	0.0430	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000
CO2	%-mole	30.5854	1.1079	86.6785	0.1725	3.9775	3.9629		7.7531	0.0424
H2S	%-mole	0.0346	0.0004	0.0888	0.0005	0.0060	0.0065		0.0093	0.0001
Methane	%-mole	68.9486	98.4139	1.7818	0.0000	0.0000	0.0000		0.0698	0.0000
Ethane	%-mole	0.1701	0.2433	0.0034	0.0000	0.0000	0.0000		0.0001	0.0000
Propane	%-mole	0.0100	0.0143	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000
i-Butane	%-mole	0.0100	0.0144	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000
H2O	%-mole	0.2113	0.1627	11.4468	87.9273	85.4563	85.4779	100.0000	81.9063	99.8112
Solvent (MDEA)	%-mole	-	0.0000	0.0000	11.8997	10.5602	10.5527		10.2613	0.1462
Air	%-mole	-	-						-	-
Hot Oil	%-mole	-	-						-	-
Temperature	deg-F	117.00	115.00	135.51	129.82	173.52	205.00	80.00	164.00	135.51
Pressure	psig	1194.00	1187.00	8.00	1191.00	1193.00	45.00	75.00	13.00	8.00
Molar Flow	MMSCFD	52.00	36.11	17.93	53.34	328.60	60.45		399.79	3.92
Mass Flow	lb/hr	140699.27	65041.61	79810.53	176287.08	1072752.12	197286.03		1334925.92	7820.94
Std Ideal Liq	barrel/day	20909.57	14551.64	6645.59	11871.42	73252.04	13471.07		92334.22	536.51

Dari Tabel 4.4 dapat dinyatakan, kenaikan laju alir dan perubahan komposisi yang tidak sesuai dari kondisi desain tidak menyebabkan methane loss membesar di acid gas. Hasil simulasi mendapatkan metana loss di acid gas mengalami kenaikan sebesar 14% yaitu, menjadi sebesar 0.32 mmscfd dari awalnya (kondisi desain)

sebesar 0.28 mmscfd. Oleh karena itu dapat disimpulkan, perubahan komposisi dan laju alir hanya mampu menaikkan metana loss di acid gas sebesar 14%.

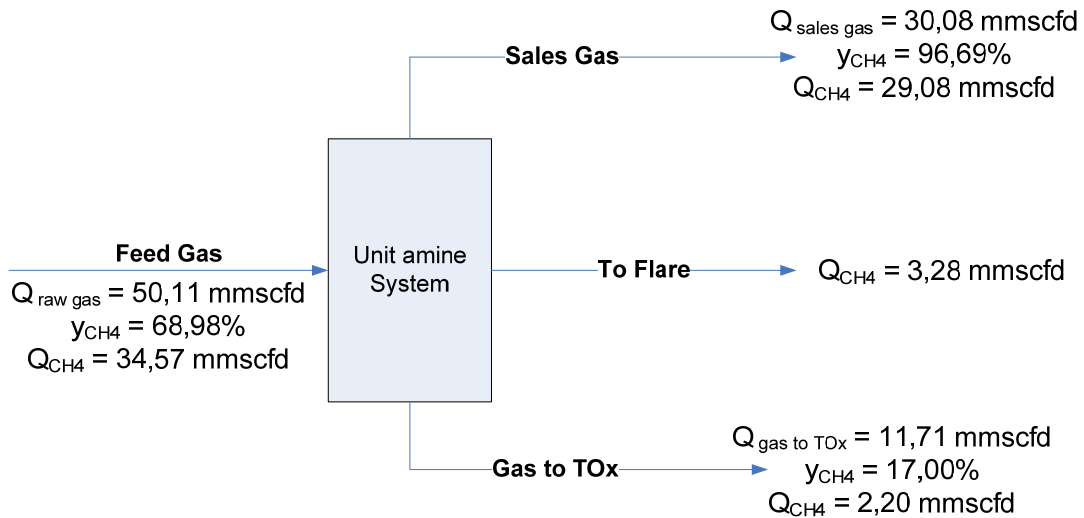
B. Data Kondisi di Lapangan:

Hasil kondisi dilapangan rata-rata dalam sebulan (25 juni sampai 15 juli 2013) diperoleh laju gas yang terditeksi menuju Tox adalah sebesar 11,71 mmscfd (hasil keluaran dari tabung akumulator (35-MDB-106) dikurangi gas yang menuju flare, dengan alat ukur 35-FI-720) dengan komposisi *dry basis* yaitu $\text{CO}_2=80,05\%$ dan $\text{CH}_4=18,80\%$ dengan kondisi operasi: $P=11,50$ psig dan $T=139,54^\circ\text{F}$.

Untuk menghitung komposisi dalam kondisi *wet basis* maka dilakukan dengan pendekatan menggunakan data *steam table*. Pada kondisi $P=11,50$ psig (0,79 bar) dan $T=139,54^\circ\text{F}$ ($59,70^\circ\text{C}$) air pada kondisi murninya tidak akan menguap. Hal ini disebabkan, pada tekanan 11,50 psig temperatur saturasinya adalah 88°C . Kondisi ini menunjukkan interaksi antara air-metana-karbondioksida tidak dapat diabaikan. Interaksi tersebut dapat menyebabkan nilai temperatur saturasi dari masing-masing komponen mengalami penurunan.

Selanjutnya, pendekatan yang dilakukan untuk menghitung komposisi dalam kondisi *wet basis* dilakukan dengan menggunakan hasil simulasi. Hal ini didasarkan pada, perangkat lunak Hysis yang digunakan untuk simulasi telah memperhitungkan kesetimbangan fasa cairan dan gas untuk campuran larutan MDEA- CO_2 - CH_4 - H_2O .

Data hasil simulasi yang digunakan untuk membantu menentukan komposisi konsentrasi gas dalam *wet basis* adalah dengan menjaga rasio konsentrasi CO_2 terhadap H_2O dalam aliran B3 tetap, yaitu sebesar 7,57. Dengan mengasumsikan bahwa rasio konsentrasi CO_2 terhadap H_2O di dalam aliran yang menuju TOx sebesar 7,53 maka didapatkan komposisi dalam *wet basis* sebagai berikut: $\text{CH}_4 = 17,00\%$; $\text{CO}_2 = 72,40\%$; dan $\text{H}_2\text{O} = 9,56\%$. Gambar 4.5 menunjukkan neraca massa gas metana dalam amine sistem berdasarkan pengolahan dan analisis data dilapangan dari tanggal 25 juni sampai 15 juli 2013 (hasil rerata).

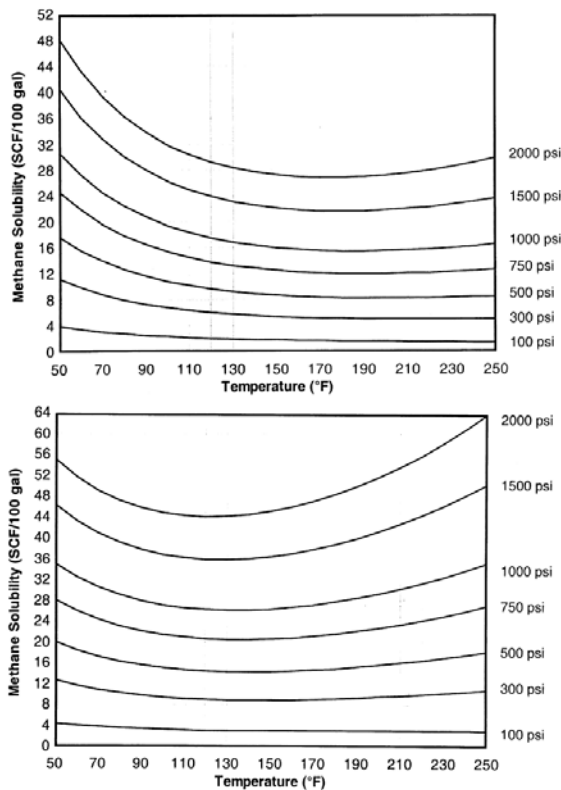


Gambar 4.5 Neraca massa gas metana dalam amine sistem.

Berdasarkan analisis di atas, seperti ditunjukkan pada Gambar 4.5, methane loss yang terbuang adalah sebesar 5,48 mmscfd dengan jalur pembuangan: 2,20 mmscfd di oksidasi di T-Ox dan 3,28 mmscfd di bakar secara langsung di flare.

Analisis Penyebab Methane Loss:

Guna mengidentifikasi perbedaan perubahan metana loss yang cukup tinggi antara hasil simulasi (0,32 mmscfd) dengan hasil pengukuran (5,48 mmscfd) maka langkah pertama adalah melihat kemampuan maksimum MDEA dalam menyerap gas metana. Gambar 4.6 menunjukkan hubungan kelarutan metana di air dan metana di MDEA (Sumber: John J. dkk., The Solubility of Hydrocarbon in Amine System, Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 1998).



a. Kelarutan metana di air

b. Kelarutan metana di 50% MDEA

Gambar 4.6 Hubungan kelarutan metana di air dan 50% MDEA pada berbagai kondisi

Pada kondisi operasi, yaitu pada $T=150^{\circ}\text{F}$ dan $P=1192$ psig, maka kelarutan metana di 50% MDEA adalah sebesar 26 SCF/100 gallon. Jika diasumsikan larutan MDEA yang digunakan adalah 50% maka, pada kondisi laju alir MDEA sebesar 2,7 juta gallon (kondisi yang digunakan di Medco Lematang), maksimum metana yang bisa diserap adalah sebesar 0,7 mmscfd. Namun, kondisi dilapangan, konsentrasi larutan MDEA yang digunakan adalah 11-12%. Dengan kondisi tersebut, maksimum metana yang diserap lebih sedikit daripada 0,7 mmscfd. Hasil dari simulasi juga mendapatkan nilai di bawah 0,7 mmscfd.

Oleh karena itu, kondisi di atas menunjukkan perubahan metana loss yang cukup tinggi di acid gas, sampai 5,48 mmscfd diduga tidak hanya disebabkan oleh peristiwa kimia namun disebabkan oleh peristiwa fisik.

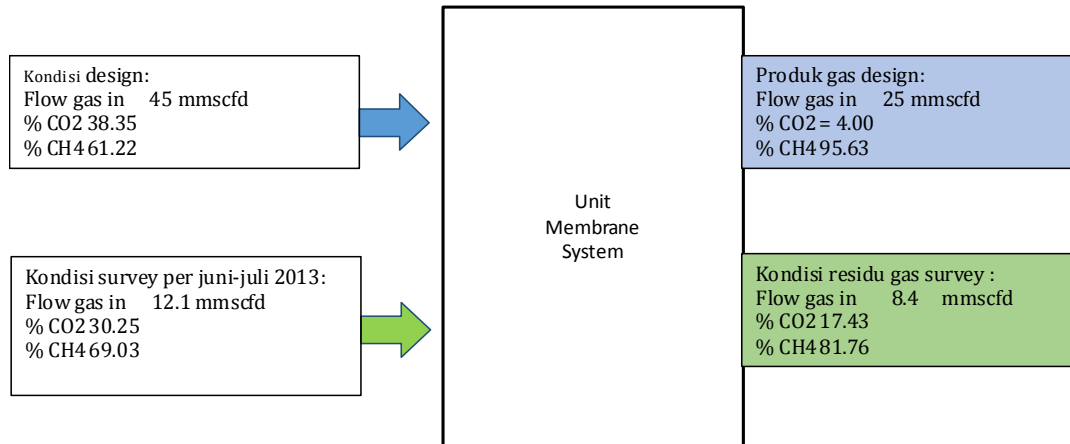
Dugaan peristiwa fisik yang terjadi adalah terjadi peristiwa *loading* di kolom absorber, dimana akibat laju alir gas yang meningkat menyebabkan terjadi akumulasi cairan di beberapa tempat di packing. Semakin banyaknya akumulasi cairan-cairan di packing suatu saat akan mengakibatkan terjadi peristiwa terbawanya gas secara fisik oleh aliran cairan. Selain itu, akumulasi cairan di beberapa tempat di packing mengakibatkan mempercepat kerusakan pada packing. Selain itu, kerusakan packing dapat disebabkan oleh peristiwa pada saat pengisian packing di kolom absorber. Peristiwa ini sering terjadi, khususnya pada packing yang terletak di bed bagian bawah.

Kerusakan packing pada bed bagian bawah akan menyebabkan laju aliran gas ke atas terhambat oleh tertutupnya lubang di packing. Hal ini menyebabkan *raw gas* yang seharusnya ke atas dibawa oleh larutan amine menuju bagian flash column. Kondisi inilah yang menyebabkan methane loss cukup besar. Dugaan ini juga diperkuat dengan adanya temuan serpihan logam pada waktu melakukan perbaikan rutin (*overhaul*) pompa.

4.1.2 Membran System

Performa dari unit *Membrane system* ini dievaluasi dari efektifitas perolehan *residue gas* dengan %CO₂ dibawah 4%. Dengan kata lain bahwa keberhasilan performa *membrane system* ini adalah seberapa besarnya *methane recovery* yang bisa diambil dalam sistem tersebut. Semakin besar *flowrate residu gas* dengan %CO₂ minimal dan semakin kecil *permeate gas* dengan %Methane minimal maka performa membran semakin baik.

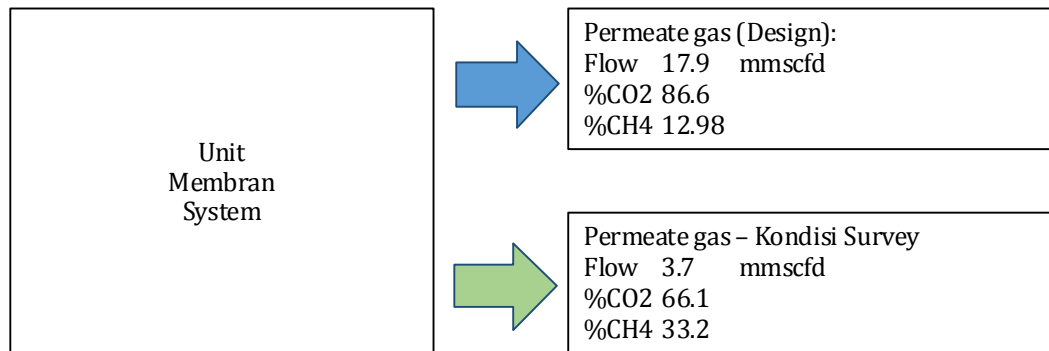
Berikut ilustrasi evaluasi performa *membran system* yang beroperasi di CPP Singa saat dilakukansurvey dan dibandingkan dengan kondisi desain:



Performa membrane system:
Design : 87.1% recover methane
Survey: 82.1% recover methane

Gambar 4.7 Ilustrasi Evaluasi Performa Sistem Membran CPP Singa

Apabila performa *methane loss* (methane yang terkandung dalam *Permeate gas*) disajikan dalam analisa *methane recovery*, maka performa *membran system* dapat dilihat dalam evaluasi berikut:



Performa Methane Loss
Design: 2.4 mmscfd
Survey: 1.2 mmscfd

Gambar 4.8 Performa Sistem Membran Berdasarkan Analisa Methane Recovery

Dari data diatas terlihat bahwa *methane recovery* kondisi saat *survey* masih relatif lebih rendah dibandingkan kondisi *design*, dimana masih sekitar 18% methane loss ke aliran permeate gas atau sekitar 1,2 mmscfd *methane loss*.



MEDCOENERGI
Oil & Gas

Laporan Audit Energi di CPP SINGA – MEDCO E&P LEMATANG

**BAB IV–EVALUASI PERFORMA SISTEM &
PERALATAN**

Tabel 4.5 Data Kondisi Proses (Design vs Survey) System Membran

Komposisi	Gas inlet Pretreatment Membran		Permeate/Flare gas Membran		Residue gas Membran		Gas inlet Pretreatment Membran		Permeate gas/Flare		Residue gas	
	%mol	Flow Mmscfd*(45)	%mol	Flow Mmscfd*(17.9)	%mol	Flow Mmscfd*(25)	%mol	Flow mmscfd	%mol	Flow mmscfd	%mol	Flow mmscfd
CO2	29.856	13.4	70.345	12.6	12.290	3.1	30.25	3.7	66.1	2.4	17.43	1.5
CH4	69.268	31.2	29.562	5.3	85.992	21.5	69.03	8.4	33.2	1.2	81.76	6.9
C2-C9	0.574	0.3	0.587	0.1	0.778	0.2	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a

Data external Lab Resulted 9 May 2010 Data Survey Juni – Juli 2013

* Assumed molar flow as per design HP case



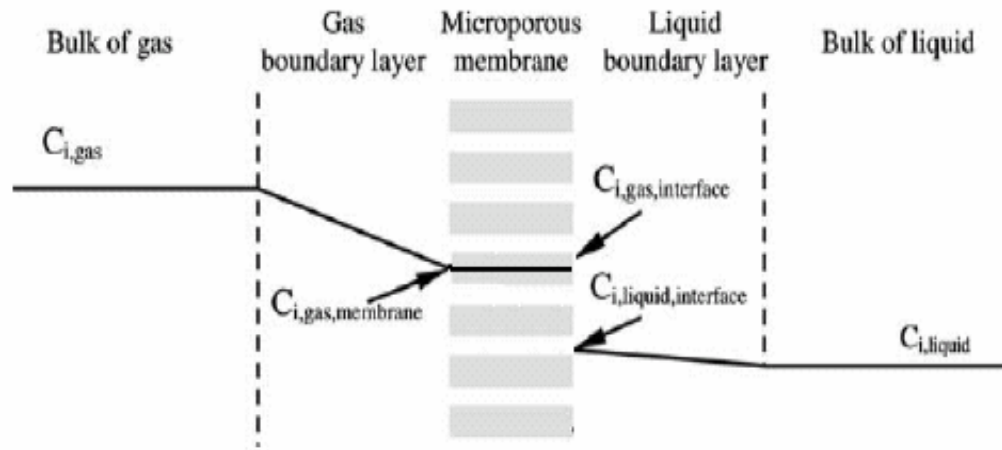
PT TRACON INDUSTRI

Dari tabel terakhir (diatas performa membrane di representasikan oleh kandungan CO₂, komponen *heavy hydrocarbon* (C₆-C₉) dan *methane* di dalam aliran *residu gas*. Beberapa hal dapat di ambil dari data-data dalam tabel di atas seperti berikut di bawah ini:

1. Kandungan CO₂ di dalam aliran *residu gas* relative rendah namun *molar flow* inlet gas ke unit membrane system hanya berkisar 27% dari kapasitas design 45 mmscfd.
2. *Methane recovery* pada kondisi baru saat unit *membrane system* awal beroperasi (9 May 2013) mengindikasikan bahwa hanya 69% methane dapat diperoleh ke dalam main proses, dengan asumsi aliran gas masuk ke *inlet pre-treatment* sebesar 45 mmscfd.
3. Kemampuan unit *membrane pre-treatment* untuk mengeliminir kandungan *heavy hydrocarbon* relative sangat rendah, sebagaimana diindikasikan pada data awal operasi membrane.
4. *Methane loss* pada kondisi awal operasi unit *membrane system* berkisar pada 17% hampir sama dengan kondisi survey dilakukan yaitu 18%.

<> Evaluasi Perbaikan Sistem Membran:

Proses absorpsi gas melalui membran serat berongga dapat dilihat pada Gambar 4.9 Apabila digunakan campuran gas CO₂ dengan gas lain maka lapisan batas pada gas akan terjadi sedikit penurunan. Selain itu karena membran yang digunakan adalah membrane hidrofobik maka pori-pori membran akan terisi gas, sehingga ada juga tahanan membran untuk perpindahan gas. Dengan demikian, tahanan perpindahan massa yang berpengaruh adalah pada fasa cair, fasa gas dan fasa.

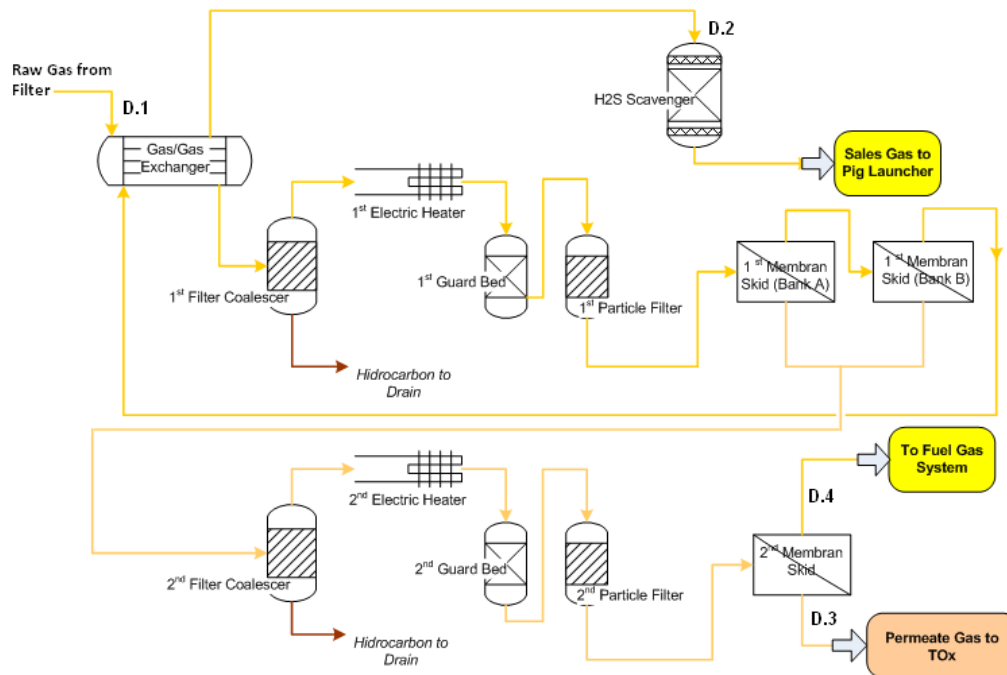


Gambar 4.9. Skema Perpindahan Massa CO₂ dari Fasa Gas ke Fasa Cair

Variabel yang mempengaruhi perpindahan massa keseluruhan adalah kecepatan cairan v_L , viskositas μ , densitas ρ , difusivitas D , diameter kontaktor d_p dan koefisien perpindahan massa di fasa cair k_L . Dimana diameter kontraktor membrane harus lebih besar daripada diameter gas yang akan diadsorpsi. Oleh karena itu, ketika terjadi permasalahan dalam proses pemisahan dengan menggunakan membrane, variable-variabel yang telah disebutkan di atas dapat dijadikan petunjuk untuk mengatasi permasalahan yang timbul.

Kondisi Eksisting di Medco Lematang:

Skema CO₂ removal menggunakan membrane system ditunjukkan pada Gambar 4.10 dibawah ini:



Gambar 4.10. Skema CO₂ removal menggunakan system membrane unit.

Raw gas pertama-tama didinginkan dengan dipertukarkan panasnya menggunakan aliran gas setelah melewati membrane. Selanjutnya, gas dilewatkan ke kolom filter coalescer guna menyaring material padatan dan liquid. Kemudian dipanaskan dan dilewatkan ke dalam kolom *guard bed* yang berisi karbon aktif dan kolom particle filter sebelum masuk ke membrane.

Ketiga kolom filter yang telah disebutkan di atas bekerja secara fisika, dimana fungsinya adalah menyaring benda-benda padat dan liquid yang mempunyai ukuran lebih besar daripada diameter pori membrane.

Namun, kondisi saat ini kinerja system membrane mengalami penurunan. Dimana, kemampuan membrane untuk menseleksi gas CO₂ berkurang. Selain itu, system membrane juga mengalami penurunan pada kemampuan membrane menerima beban kerja. Hal ini mengidentifikasikan bahwa, pori-pori membrane mengalami penyumbatan.

Penyumbatan yang terjadi di pori-pori membrane menunjukkan bahwa ada material yang masih terbawa oleh gas yang mempunyai ukuran lebih besar

daripada gas CO₂. Sehingga, material tersebut akan menyumbat pori-pori membrane yang pada akhirnya menyebabkan penurunan kinerja membrane.

Dugaan jenis material yang menyebabkan penyumbatan pada pori membrane adalah adanya sejumlah komponen gas yang mempunyai diameter lebih besar daripada gas CO₂. Dimana, ketiga kolom filter yang dipasang sebelum membrane tidak ada yang berfungsi mengadsorpsi kompone gas tersebut. Seperti dijelaskan di atas, ketiga kolom filter hanya berfungsi menyaring material padatan dan liquid yang terbawa oleh gas.

Konsultan menduga, bahwa komponen gas yang akan menyebabkan penyumbatan pada pori membrane adalah jenis golongan gas C₆+ (*heavy hydrocarbon*). Hal ini didasarkan pada pengalaman konsultan di membrane system pada gas plant di Conoco Philips blokGrissik. Dimana, membrane yang digunakan hanya mampu menerima jenis golongan gas C₆+ sebesar 39 ppm, lebih dari itu kinerja membrane akan turun akibat penyumbatan di pori-pori membrane. Selain itu, apabila kita lihat ukuran diameter efektif gas n-Hexane (C₆) adalah sebesar 3,7 Å – 4,5 Å (*Graziano, G., Biophysical Chemistry, 2003, 393-405*), sedangkan diameter efektif gas CO₂ sebesar 3,2 Å.

Oleh karena itu, di dalam *pre-treatment gas* sebelum melewati membrane, Gas Plant di ConocoPhilips blokGrissik memasang suatu kolom adsorpsi sistem Gas pre-treatment yang berfungsi untuk mengadsorpsi gas C₆+ seperti ditunjukkan pada Gambar 4.11. Sebagaimana kita ketahui bahwa proses adsorpsi merupakan peristiwa kimia-fisik, dimana gas akan diadsorpsi oleh suatu adsorben (proses adsorpsi treatment) dan akan dilepaskan pada proses pemanasan yang selanjutnya akan dibawa dibakar ke aliran flare (proses regenerasi).

Terdapat kolom yang berisi *Sorbead®* yang berfungsi untuk *mengadsorbsi heavy hidrokarbon* (C_6+) dari 380 ppm sampai 39 ppm. Material *Sorbead®* tersebut dibuat oleh Engelhard Chemicals GmbH. Kolom A dan B dalam proses regenerasi, sedangkan kolom C dan D beroperasi.

Berdasarkan analisis di atas, permasalahan penurunan kinerja membrane di Medco Lematang lebih disebabkan oleh tersumbatnya pori-pori membrane oleh gas *heavy hydrocarbon* (C_6+), dimana pada kondisi saat ini raw gas di lematang mengandung sekitar 197 ppm komponen *heavy hidrokarbon* (C_6+). Berikut ini komposisi gas feed ke membrane (outlet gas filter) yang ada saat ini di plant CPP Singa Lematang:

Tabel 4.6 komposisi gas feed

Komposisi	Feed Gas to Membran,%
Nitrogen	0.15730
Carbon dioxide	29.54098
Methane	69.77210
Ethane	0.38075
Propane	0.06531
IsoButane	0.02796
n-Butane	0.01966
I-Pentane	0.01167
n-Pentane	0.00450
Hexanes	0.01977

Oleh karena itu pihak konsultan menyarankan pemasangan kolom yang berfungsi untuk menyerap heavy hidrokarbon (C_6+) yang diletakkan sebelum gas masuk ke membrane seperti ditunjukkan dalam gambar diatas.

4.1.3 Sistem PSV pada Gas Flaring

Volume *Flare gas* ini sebagian besar berasal dari pengalihan sebagian *acid gas off* daripada *amine system* yang seharusnya menuju ke TOX. Sebagian lainnya berasal dari *permeate gas* dari *membrane system*. Volume acid gas yang

dialihkan dari system T-OX ke Flare ini dapat dihitung besarnya sebagai berikut:

Tabel 4.7 acid gas
Pengalihan Acid Gas ke Sistem Flare

Nilai kalori over burned gas di TOX *)	1,002.50	mmbtud
%Methane di Acid gas	22.40%	
Flowrate acid gas ke Flare (dialihkan oleh sistem)	4.36	mmscfd
Flare terukur saat ini (di DCS)	8.18	mmscfd
Flare seharusnya (tanpa acid gas)	3.82	mmscfd

*) Perhitungan over-kapasitas panas di T-Ox dibahas di Sistem T-Ox

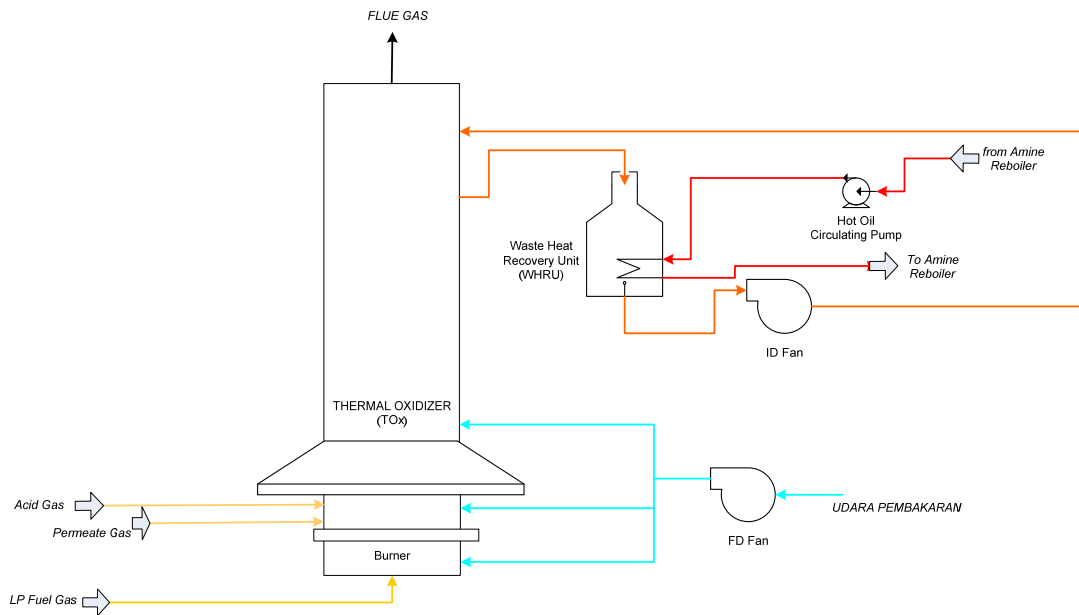
Besarnya volume *flare gas* yang berasal dari amine system ini diatur dari %-opening PCV yang juga mengatur tekanan operasi dari amine system. Adapun komposisi daripad *flare gas* baik dari *acid gas* maupun *permeate gas* sebagian besar adalah CO₂, sebagaimana tabel 2.6 BAB II.

Upaya untuk mengurangi atau menurunkan *flare gas* antara lain dengan menurunkan methane loss atau meminimalkan methane dalam acid gas seperti yang telah dibahas pada bagian Amine dan Membran System, sehingga TOX efektif menangani gas buang (acid gas dan permeate gas) yang relatif *low calorific*.

4.1.4 Thermal Oxidizer

Thermal Oxidizer (TOX) adalah unit/peralatan yang merupakan furnace untuk membakar *acid gas* dari *amine system* dan *permeate gas* dari *membran system* yang diperuntukkan untuk membakar secara sempurna H₂S yang dikonversi menjadi SO₂ dengan cara mengoksidasi-nya (membakar) sebelum dibuang ke atmosfer. Hal ini sesuai peraturan lingkungan hidup yang berlaku.

Berikut ini susunan proses TOX dan ilustrasi performa yang bisa dihitung:



Gambar 4.12 Sistem Energi di Thermal Oxidizer

Performa unit Thermal Oxidizer ini dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Performa} = \frac{\text{Fuel gas consumed (MBTU)}}{\text{Volume (Acid Gas + Permeate)oxidized (MMSCFD)}}$$

Dengan demikian dapat dihitung performa TOX baik design maupun Survey per tanggal 25-Juli-2103 adalah sebagai berikut:

Tabel 4.8Perbandingan Performa TOX Design dan Kondisi Survey

Design	Survey
1. Fuel gas consumed (MBTU)	1. Fuel gas consumed (MBTU)
2. Volume (Acid Gas + Permeate)oxidized (MMSCFD)	2. Volume (Acid Gas + Permeate)oxidized (MMSCFD)
3. Performa	3. Performa

Dari perhitungan diatas terlihat bahwa perfoma Thermal Oxidizer kondisi saat ini jauh berbeda dengan kondisi design dimana sekitar 3 (tiga) kali lebih boros fuel gas yang dikonsumsi untuk membakar acid gas dan permeate gas di TOX.

Walaupun total gas yang dibakar (dioksidasi) di TOX saat survey lebih kecil dibandingkan dengan data design, akan tetapi kandungan hydrocarbon (methane) didalam waste gas terutama yang berasal dari acid gas jauh lebih besar saat ini dibandingkan design. Berikut ini ilustrasi data survey dan design acid gas yang dibakar di TOX:

Tabel 4.9 kondisi acid gas

Kondisi	Survey	Design
Flow acid gas (mmscfd)	12.56	20.5
Nilai Kalor (BTU/scf)	230.124	28.704
Nilai kalor di acid gas (mmbtud) *)	2890.358	588.429
%Methane	22.40%	2.79%
%CO2	79.62%	86.05%

*) Kandungan kalor/energi di acid gas yang dibakar di TOX saat ini hampir 5x lebih besar dibandingkan design

Dengan kondisi demikian, maka sebenarnya ada potensi untuk bisa dilakukan pengurangan fuel gas yang diperlukan untuk membakar *waste gas* (acid + permeate gas) di TOX dari kebutuhan yang digunakan saat ini. Apabila dilihat dari neraca kalor yang terbakar di TOX baik yang berasal dari acid gas maupun dari permeate gas, maka gambaran kedua stream tersebut dan kebutuhan fuel gas yang diperlukan saat ini adalah sbb.:

Tabel 4.10 Waste gas TOX

a). Waste Gas dibakar di TOX (sebelum ada perbaikan amine dan membran system)

	saat ini	target
flow acid gas (mmscfd)	12.65	20.50
flow permeate gas (mmscfd)	3.68	17.90
%Methane di Acid gas	22.40%	2.79%
%Methane di permeate gas	33.80%	12.98%
Nilai kalor di stream acid gas (mmbtud)	3,010.80	674.54
Nilai Kalor di stream permeate gas (mmbtud)	1,321.62	2,736.26
Fuel gas konsumsi (mmbtud)	703.44	622.55
Total Kalor gas dibakar di TOX (mmbtud)	5,035.86	4,033.36

Kalori gas yang <i>over-burned</i> di TOX (mmbtud)	1,002.50
--	----------

b). Waste Gas dibakar di TOX (Setelah ada perbaikan amine dan membran system)

Uraian	setelah perb. Membran	target
flow acid gas (mmscfd)	11.3	20.5
flow permeate gas (mmscfd)	4.7	17.9
%Methane di Acid gas	12.50%	2.79%
%Methane di permeate gas	22.30%	12.98%
Nilai kalor di stream acid gas (mmbtud)	1,500.83	674.54
Nilai Kalor di stream permeate gas (mmbtud)	1,113.64	2,736.26
Fuel gas konsumsi (mmbtud)	424.505	622.55
Total Kalor gas dibakar di TOX (mmbtud)	3,038.98	4,033.36
Kalori gas yang <i>under-burned</i> di TOX (mmbtud)	-994.38	

Dari data diatas terlihat adanya pada kondisi saat ini, ada kelebihan kapasitas (*over-burned*)kalor yang seharusnya dibakar di TOX, sehingga hal ini berakibat pada beban pembakaran TOX yang melebihi kapasitas designnya (over kapasitas) sebesar 1002,5 mmbtu per hari.Hal ini mengakibatkan temperatur di top-kolom TOX lebih tinggi apabila seluruh waste gas ini dibakar di TOX. Dengan kondisi ini, maka kondisi operasi saat ini, sebagian acid gas yang seharusnya masuk ke system TOX dialihkan ke flare untuk dibakar (pembahasan disampaikan di bab PSV System - Gas Flaring dibagian sebelumnya).

Kondisi *design* TOX dipakai untuk membakar *waste gas* sebesar 37.9 mmscfd (*acid+permeate gas*), sedangkan saat ini beban TOX hanya sebesar 16,24 mmscfd nya saja atau hanya 40% dari kapasitas *design*, dimana sebagai acuan adalah kontrol temperature, kandungan komposisi %O₂ dan %SO_x pada top cerobong TOX. *Acid gas* dan *permeate gas* ini hanya bisa dioxidasi pada temperatur tinggi, dan itu akan tercapai pada kondisi *fuel gas* yang dibakar sesuai dengan kondisi design (kandungan kalor cukup untuk membakar *waste gas*).

Faktor lain besarnya fuel gas terpakai di TOX (*flowrate fuel gas* untuk pembakaran di TOX lebih besar) adalahdisebabkan kualitas (nilai kalor) yang digunakan saat ini

lebih rendah dibandingkan dengan data design, dimana saat design nilai kalor gas *fuel gas* diperkirakan sebesar 1140 btu/scf sedangkan pada kondisi saat ini hanya sekitar 977 btu/scf (data *laboratory* dan data laporan produksi per tanggal 25 Juli 2013).

Secara umum, flowrate dan komposisi *waste gas* akan mempengaruhi performa daripada TOX. Di satu pihak, komposisi methane yang tinggi pada dapat menyebabkan TOX membakar terlalu banyak hydrocarbon hingga menjadi sangat panas. Di lain pihak, komposisi *methane* yang tinggi dalam *waste gas* memungkinkan operasi dengan konsumsi *fuel gas* yang lebih sedikit. Hal ini menjadi tantangan upaya konservasi energi dalam hal pemakaian *fuel gas* yang seminimal mungkin tanpa mengorbankan baku mutu lingkungan.

TOX merupakan salah unit proses di CPP Singa yang membutuhkan sekitar 21.18% dari total *fuel gas* yang dikonsumsi (lihat *diagram Sankey* gambar 2.4) . Untuk mencapai pengoperasian yang lebih optimal, sehubungan dengan perubahan komposisi dan flowrate daripada waste gas, memerlukan kajian dengan memperhatikan aspek desain daripada TOX. Pada tahap awal kajian ini adalah mengatur temperature *stack* dan *level oxygen* dengan pertimbangan teoritis sebagai berikut :

- Setiap kenaikan 25°C (45 °F) temperature *stack gas* akan menaikkan konsumsi *fuel gas* sebesar 10%
- Setiap kenaikan 1% *excess O2* akan menaikkan konsumsi *fuel gas* sebesar 10 %

Tantangan lain dalam konservasi energi adalah kajian kemungkinan pemanfaatan *residue gas* dari *membrane-separex* atau bahkan kemungkinan pemanfaatan acid gas sebagai *fuel gas* di system Thermal Oxidizer ini.

Dengan adanya perbaikan di system membran ***Sparex*** dan coloumn Amine Absorber seperti yang telah disejalskan sebelumnya, maka flow dan komposisi waste gas (permeate dan acid gas) akan berubah seperti yang dibahas pada system membran, sehingga akan mengubah pola pembakaran waste gas di system T-Ox. Dengan kondisi flow dan panas dari waste gas yang berubah seperti diuraikan

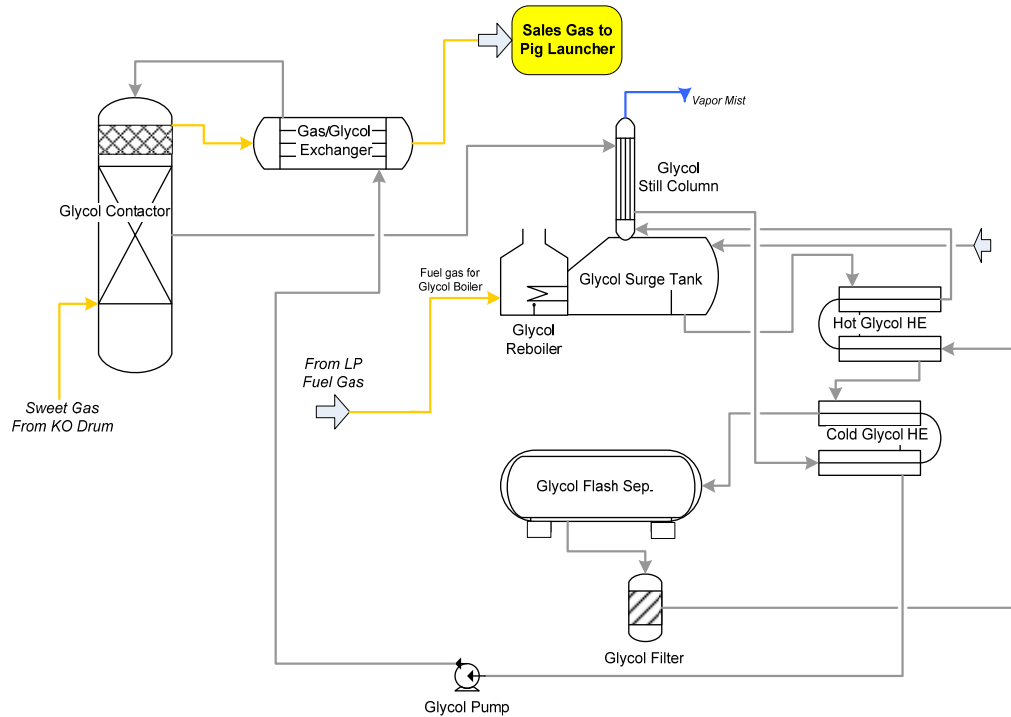
pada tabel b) diatas, maka terjadi penurunan kapasitas/volume panas pembakaran dari T-Ox (*under burned*) seperti yang dijelaskan pada tabel tersebut. Dengan demikian kemungkinan akan terjadi penurunan temperatur di kolom T-Ox, sehingga diperlukan penambahan Fuel Gas untuk menaikkan temperatur top kolom T-Ox sampai 1500 °F. yang dibutuhkan untuk membakar H₂S secara sempurna. Flowrate Fuel Gas yang dibutuhkan untuk menambahkan "beban panas" di T-Ox sebesar 715.45 mmbtu/day (atau sekitar 700 mscfd). Akan tetapi dengan pola penambahan kapasitas produksi sales gas setelah adanya perbaikan sistem (amine dan membran) maka sebetulnya peluang penghematan energi secara keseluruhan system masih jauh lebih menguntungkan. Hal ini dibahas pada sub-bab **rangkuman evaluasi sistem** seperti yang dijelaskan pada tabel 4.14 pada pembahasan selanjutnya.

4.1.5 TEG Dehydration System

TEG Dehydration System merupakan unit untuk menghilangkan kandungan air dalam sweet gas keluar dari amine system sehingga kandungan moisture dalam sales gas mencapai maksimal 10 lb/MMSCFD.

Selanjutnya TEG yang mengandung moisture diregenarasi di unit *Glycol Reboiler* untuk menguapkan kandungan moisture dengan menggunakan gas-furnace boiler.

Berikut ini ilustrasi sistem TEG Dehydration dan perhitungan performa sistem yang akan dievaluasi:

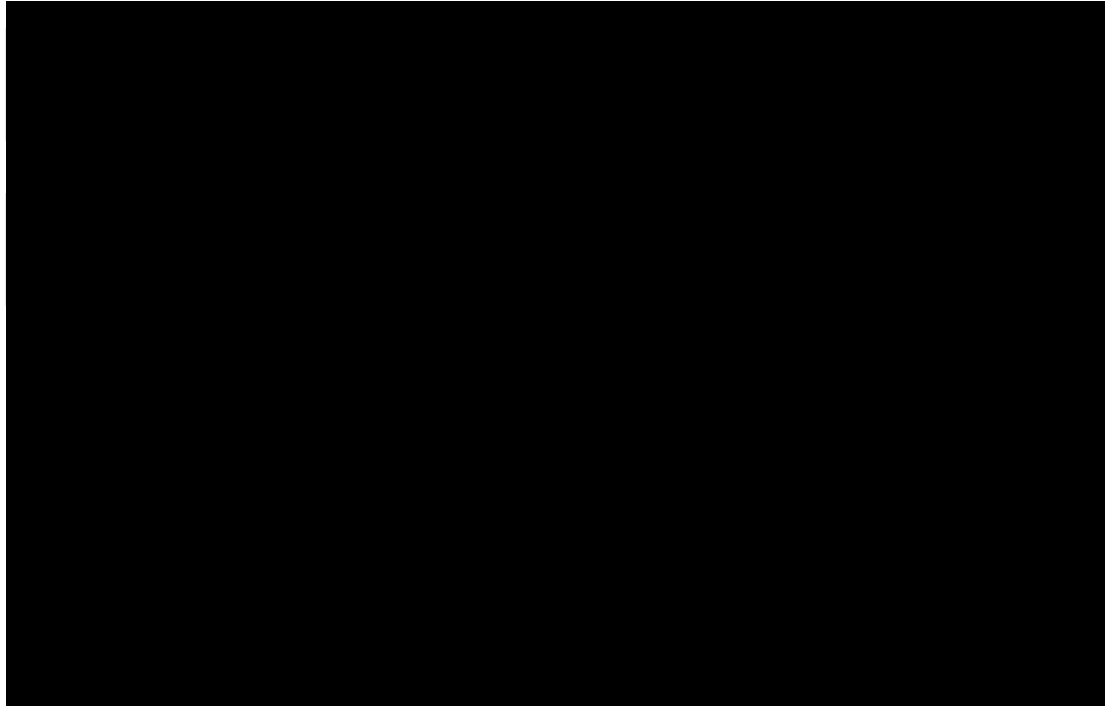


Gambar 4.13 Sistem TEG Dehydration

Performa TEG Dehydration System ini dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Performa} = \frac{\text{fuel Gas Consumed (MMBTU)}}{\text{Moisture Out (lb)}}$$

Berikut ini performa TEG Dehydration antara kondisi Design vs Survey (per 25-07-2013) di CPP Singa:



Gambar 4.14 Performa TEG Dehydration System

Terlihat bahwa performa pemakaian energi di TEG Dehydration System sudah baik dengan kondisi saat survey mendekati sekali dengan kondisi design.

Saat dilakukan pengecekan kualitas pembakaran di furnace *Glycol Reboiler*, dimana prosentase O₂ di gas buang adalah 9,2% dan CO sebesar 14 ppm-V mengindikasikan bahwa pembakaran fuel gas sudah optimal (gas relatif terbakar sempurna, karena udara berlebih bisa mencapai 80% dengan kondisi tersebut, sehingga diharapkan tidak terdapat gas yang belum terbakar keluar ke lingkungan).

4.1.7. Fuel Gas System

Difinisi Fuel gas adalah seluruh gas yang digunakan untuk mengoperasikan plant CPP Singa. Fuel gas yang digunakan di CPP Singa merupakan sales gas yang dialokasikan untuk *own used* plant. Seperti yang telah diuraikan pada bab II sebelumnya, alokasi penggunaan fuel gas di CPP Singa adalah untuk proses pembakaran dan stripping H₂S sebagai berikut:

1. Gas Turbine electric Generator (2 unit)

2. Boiler Dehydration Package
3. Thermal Oxidizer
4. Feed to H₂S Stripper
5. Gas Tank Blanket (*purging gas*)

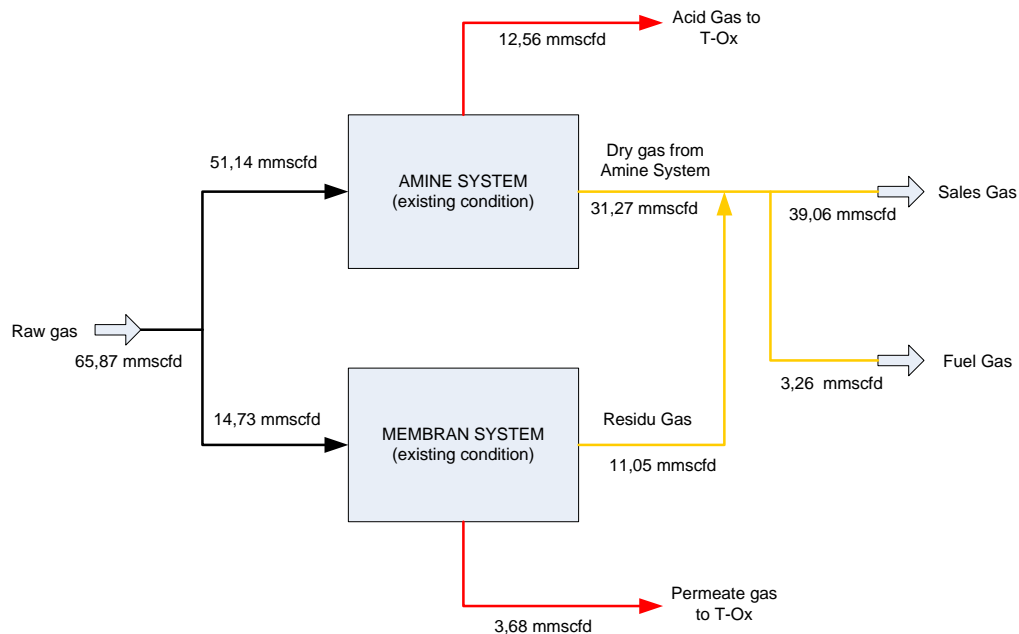
Dari analisis neraca massa, saat ini (kondisi survey per tanggal 20 – 26 Juli 2013), pemakaian fuel gas total adalah sebesar 3,26 mmscfd. Berdasarkan data lapangan, pemakaian terbesar fuel gas adalah di unit Gas Turbin Generator (GTG) dan Thermal Oxidizer (total kedua unit tersebut adalah sekitar 91% pemakaian fuel gas). Tidak tertutup kemungkinan, pemakaian fuel gas untuk Dehydration Boiler dan Stripping H₂S juga diganti dengan selain fuel gas. Dengan demikian, peluang konservasi energi terbesar dapat dilakukan di fuel gas system tersebut.

Berdasarkan diskusi dengan pihak Medco E&P CPP Singa di lapangan, ada peluang pemakaian residue gas untuk mengganti fuel gas di GTG, T-Ox, Boiler dehydration dan H₂S Stripper Gas. Sehingga dengan maksimasi pemakaian residu gas, maka sales gas dapat ditingkatkan dengan peningkatan gas treatment di membran system dengan catatan membran system dilakukan *re-trofitting* seperti yang telah diuraikan pada sub-bab Membran diatas, sehingga performa membrane bisa maksimal untuk memproses raw gas.

♦ **Rangkuman Evaluasi Sistem**

Secara umum, dengan melakukan perbaikan sistem di CPP Plant seperti yang telah disampaikan pada tulisan diatas, maka target utamanya adalah adanya penghematan energi (konservasi energi) sekaligus peningkatan kapasitas sales gas yang terjadi secara simultan. Berikut ini gambaran pola pemakaian energi dan peningkatan sales gas setelah perbaikan sistem di CPP Plant:

a. Kondisi Existing Sistem di CPP Singa (Saat Survey):



Gambar 4.15 Flow diagram pemrosesan Gas di CPP Singa kondisi saat ini (existing)

Saat ini fuel gas diambil dari tapping Sales Gas yang memiliki properties nilai kalor sebesar 997 btu/scf dengan komposisi sebagai berikut:

Tabel 4.11 Komposisi gas sales

Komposisi Gas Sales	%
Nitrogen	0.32722
Carbon dioxide	7.00605
Methane	91.95295
Ethane	0.51093
Propane	0.08933
IsoButane	0.03884
n-Butane	0.02719
I-Pentane	0.01644
n-Pentane	0.00692
Hexanes	0.02413

Permasalahan yang terjadi saat ini adalah adanya Methane Loss di Amine System sehingga Acid Gas banyak mengandung komponen Methane sampai 22% (per tanggal 25 Juli 2013), dengan komposisi Gas Acid sbb:

Tabel 4.12 Komposisi acid gas

Komposisi Acid Gas	%
Nitrogen	0.89190
Carbon dioxide	76.62711
Methane	22.47793
Ethane	0.12922
Propane	0.02608
IsoButane	0.01259
n-Butane	0.01034
I-Pentane	0.00788
n-Pentane	0.00000
Hexanes	0.04839

Sehingga target perbaikan system adalah mencari penyebab terjadinya methane loss di amine system dan mereduksi methane loss tersebut. Solusi dari simulasi proses dan analisisnya seperti telah dijelaskan pada bagian System Amine diatas, adalah dengan memperbaiki kolom absorber yang diduga ada permasalahan di system packingnya terutama di inner part inlet gas.

Permasalahan lainnya pada Membran System, dimana dari awal design membrane dipasang secara paralel yang mengakibatkan kapasitas membrane tidak bisa dioperasikan pada kapasitas maksimum designnya. Permasalahan lainnya adalah pada unit gas pre-treatment yang tidak optimal berfungsi untuk menyerap atau mengeliminir heavy hydrocarbon karena unit yang ada saat ini memang didesign tidak untuk mengeliminir CH_6+ tetapi hanya untuk menghilangkan kandungan solid dan liquid pada feed gas ke membrane. Dengan kondisi tersebut mengakibatkan performa membrane terus menurun karena terjadi plugging oleh *heavy hydrocarbon* secara akumulatif didalam *module-sheet* membrane. Saat ini (survey), kapasitas yang dioperasikan disystem membrane adalah feed gas masuk sebesar 14,73 mmscfd dengan output residue gas sebesar 11,05 dan permeate gas sebesar 3,68 mmscfd. Berikut ini komposisi residue gas dan permeate gas (per tanggal 25 Juli 2013) di membrane:

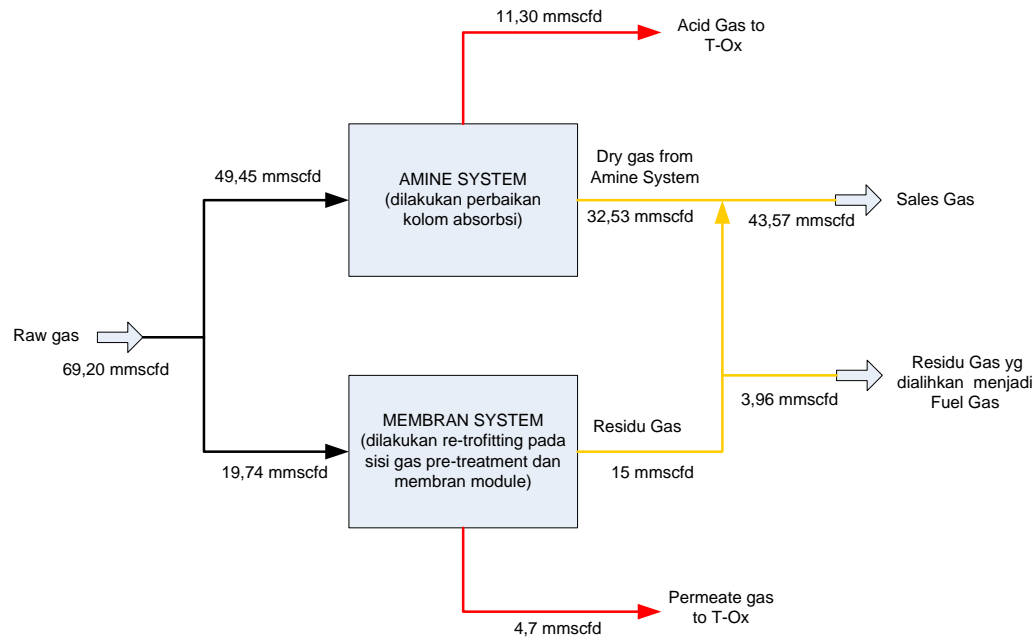
Tabel 4.13 Komposisi residue gas

Komposisi	Feed Gas to Membran,%	Residue, %	Permeate, %
Nitrogen	0.15730	0.06070	2.74246
Carbon dioxide	29.54098	17.05197	63.21215
Methane	69.77210	82.21360	33.80388
Ethane	0.38075	0.48212	0.14081
Propane	0.06531	0.08733	0.01978
IsoButane	0.02796	0.03985	0.00941
n-Butane	0.01966	0.02793	0.00934
I-Pentane	0.01167	0.01790	0.00852
n-Pentane	0.00450	0.00773	0.00434
Hexanes	0.01977	0.01088	0.04931

Solusi yang konsultan usulkan pada perbaikan system membrane adalah dengan memasang kolom adsorpsi pada unit gas pre-treatmen membrane, sehingga setelah terpasang kapasitas feed gas ke membrane bisa dinaikkan. Seperti telah dibicarakan/diskusi saat di lapangan CP Singa dengan pihak Medco, adanya rencana pemakaian residu gas untuk mengganti fuel gas, maka peningkatan kapasitas membrane ini dilakukan untuk mensuplai fuel gas dan sekaligus menambah aliran sales gas sehingga kapasitas total sales gas dari CPP Singa akan naik dari kondisi saat ini sebesar 39,06 mmscfd.

Berikut ini diagram pola pemrosesan gas di Amine System dan Membran System yang diharapkan setelah dilakukan perbaikan system di CPP Singa:

b. Kondisi setelah Perbaikan Sistem di CPP Singa



Gambar 4.16 Flow diagram pemrosesan Gas di CPP Singa setelah dilakukan Perbaikan Sistem

Dengan kondisi proses gas yang terjadi di CPP Singa seperti pola diatas, maka neraca massa dan komposisi gas akan berubah seperti berikut ini:

Tabel 4.14 Tabel Neraca Massa di CPP Singa setelah Perbaikan Sistem (prediksi)

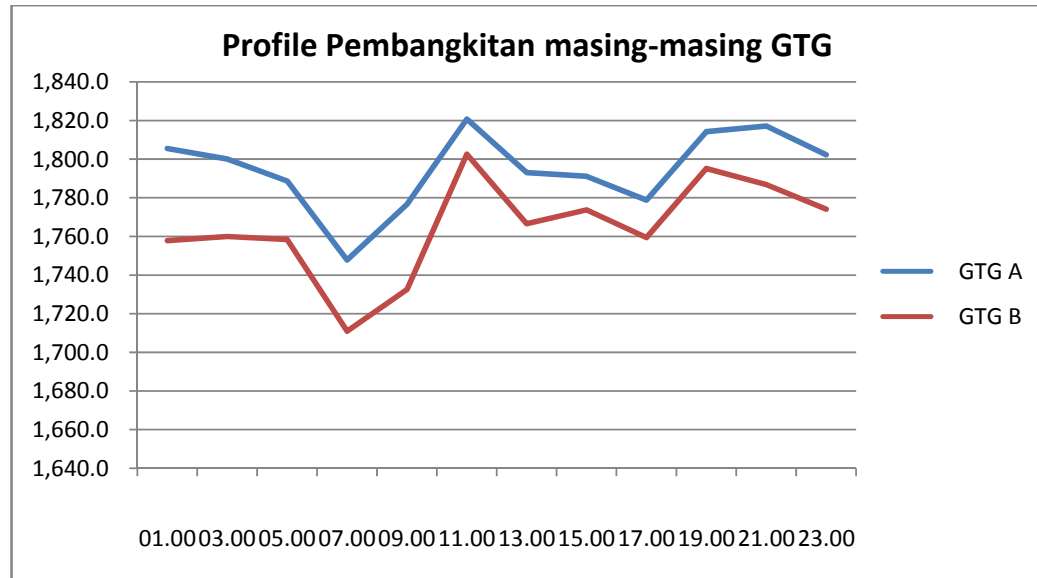
Amine System			
	flow, mmscfd	%CH4	%CO2
Dry -Gas	32.53	96.88%	2.84%
Acid Gas	11.3	12.5%	86.5%
Feed AGRU *)	49.45	69.7%	30.0%
*) termasuk alokasi flare dari Amine System			
Membran System			
Residu	15	84.72%	15%
Permeate	4.7	22.3%	77.5%
Feed Membran	19.74	69.7%	30.0%
Fuel Gas (diambil dari Residue Gas)			
Flow	3.96	84.7%	15.0%
Sales Gas			
Flow :	43.57	93.7%	6.1%
T-Ox:			
Fuel Gas	1.42	84.7%	15.0%
Flare: Flow :	2.22	93.0%	6.7%
Raw Gas Flow:	69.2	69.7%	30.0%
Feed			

Dengan perkiraan neraca massa diatas, maka secara konservasi energi (penghematan energi) di plant CPP Singa telah dilakukan yaitu dengan mereduksi methane loss di amine system dan melakukan diversifikasi fuel gas dari tapping sales gas diganti dengan tapping residu gas, sehingga kapasitas membran system juga meningkat yang pada akhirnya kapasitas plant CPP Singa secara overall akan meningkat, dengan volume sales gas sekitar 43,57 mmscfd atau sekitar 90% dari target design (kondisi saat ini sales gas adalah 39,06 mmscfd atau 78% dari design).

4.2 Evaluasi Performa Peralatan Pengguna Energi

4.2.1 Gas Turbin Generator (GTG)

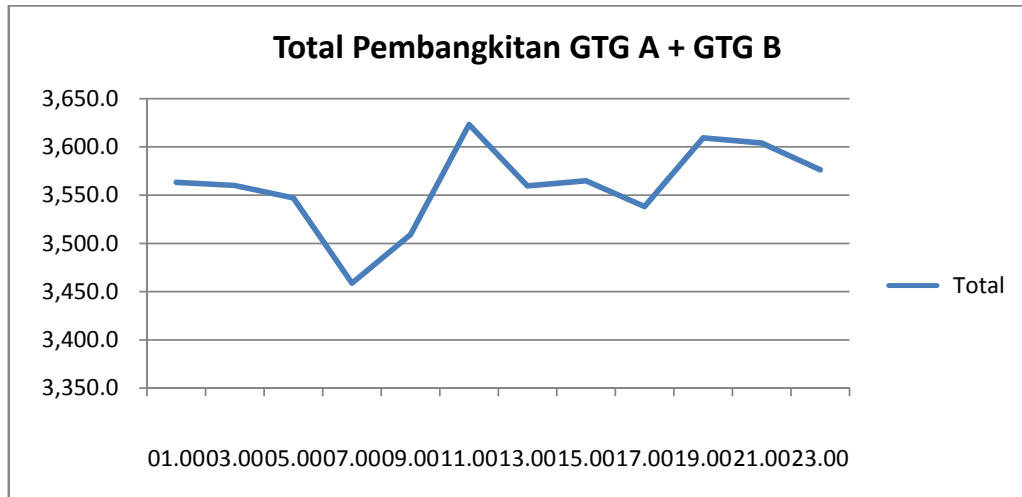
Berdasarkan data log sheet antara tanggal 24 Juni sampai dengan 23 Juli 2013 profile rata-rata pembangkitan listrik oleh GTG di CPP plant tiap 2 jam selama periode tersebut adalah tertera pada grafik di bawah ini.



Gambar 4.17 Profile Pembangkitan masing-masing GTG

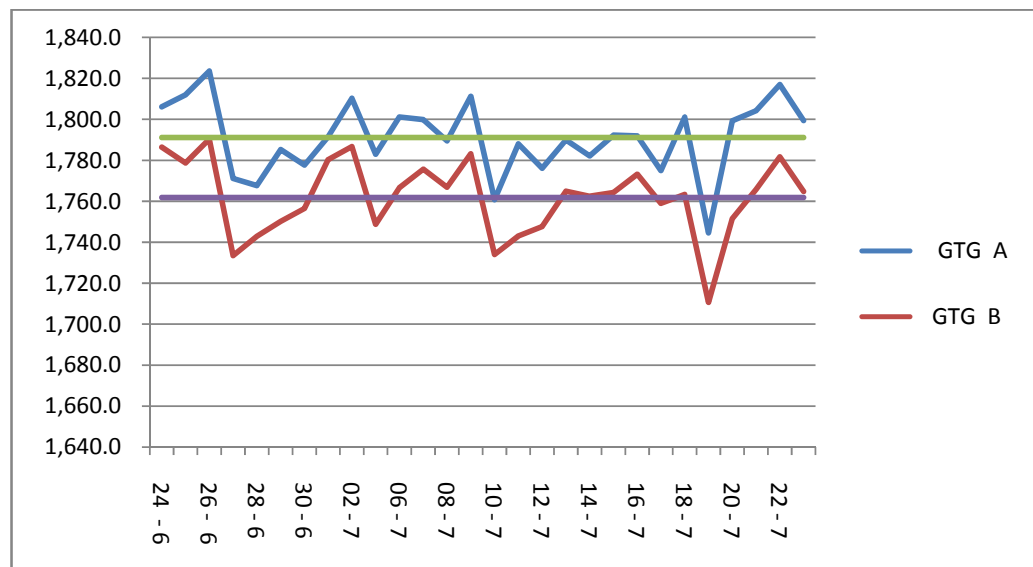
Dari profile tersebut diketahui bahwa selama periode di atas yang beroperasi hanya GTG A dan GTG B. Daya yang dibangkitkan BTG A rata-rata lebih tinggi dibandingkan dengan GTG B. Beban tertinggi terjadi pada siang jam 11.00 dan malam jam 19.00 sd. Jam 21.00, beban terendah pada jam 7.00 pagi.

Profile rata-rata tiap 2 jam total (GTG A + GTG B) secara grafik tertera di bawah ini. Beban puncak tetap ada di jam 11.00 siang (3620 kW) dan jam 19.00 sd. Jam 21.00 (3610 kW) sedang beban rendah ada pada jam 7.00 pagi (3460 kW).



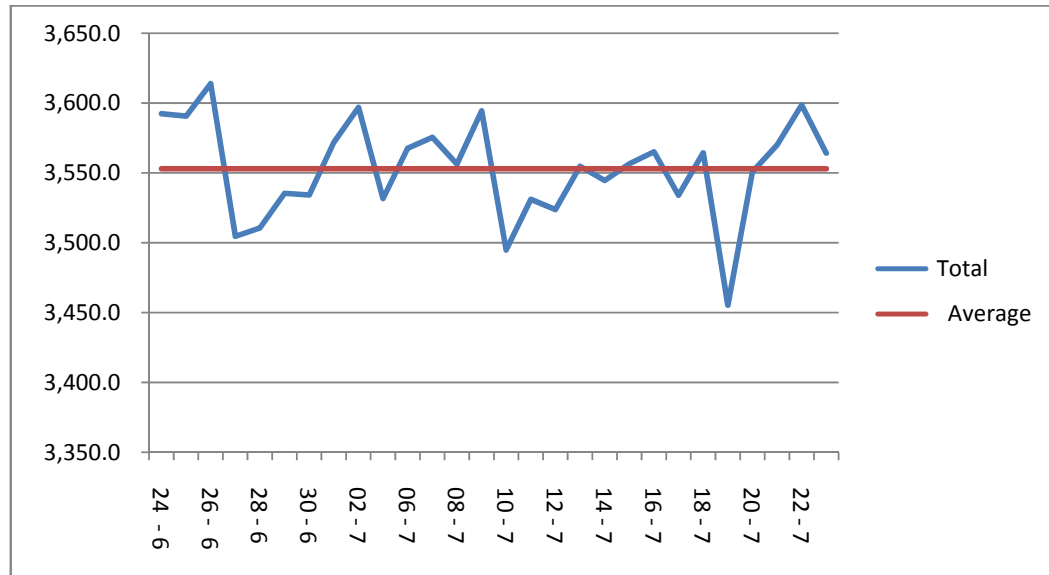
Gambar 4.18 Profil Pembangkitan Total GTG A + GTG B

Sedangkan beban rata-rata harian selama periode tersebut secara grafik tertera di bawah ini



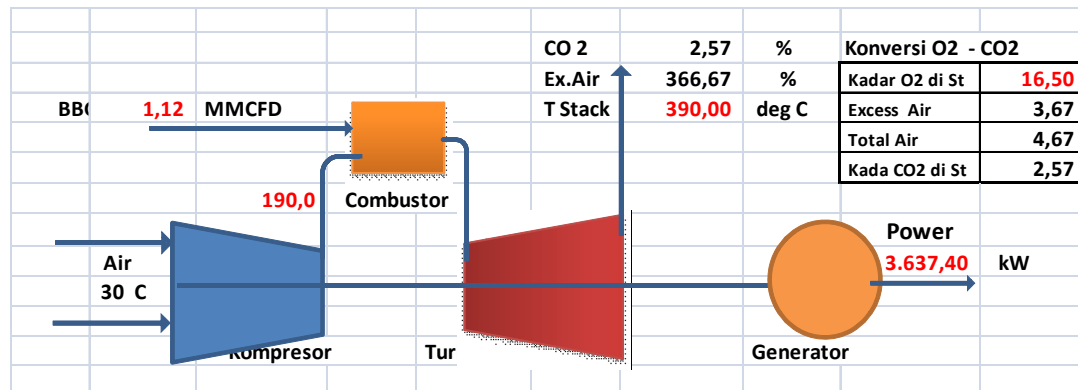
Gambar 4.19 Profile Beban Harian masing-masing GTG A dan GTG B

Profile total beban harian selama periode 24 juni sd 23 Juli 2013 tertera di bawah ini. Beban rata-rata harian tertinggi pada tanggal 26 juni dan terendah pada tanggal 19 juli



Gambar 4.20 Profil Beban Total Harian GTG di CPP Singa

Berdasarkan spesifikasi diketahui bahwa kapasitas GTG adalah 3600 kW (100 % *load*) dengan heat rate gross 12.130 BTU/kWh , atau efisiensi gross 28 %. Kondisi operasi 100 % *load* dengan bahan bakar gas Singa Lematang (kadar C 62%, H 21% , GHV 960 BTU/SCF dan udara pembakaran 9,01 m³ / m³ gas), tertera di bawah ini.



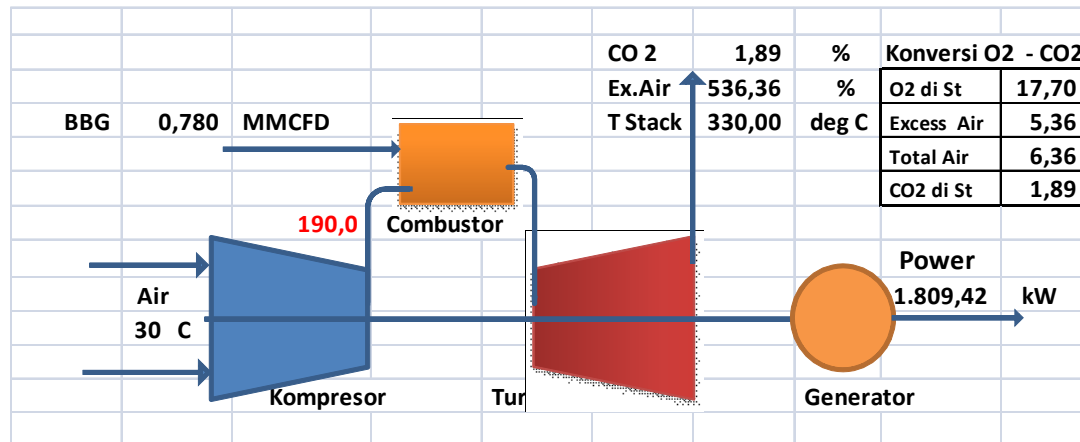
Gambar 4.21Kondisi Gas Turbin Generator Saat *Load* 100 %

Hasil evaluasi dengan kondisi tersebut diatas tertera di bawah ini

Tabel 4.15 Evaluasi Heat Rate Kondisi Beban 100 %

Flue gas loss	40,90	%
Power Generation	28,00	%
Mechanical loss	5,00	%
Compressor Power	26,10	%
Heat Rate (gross)	12.188	BTU/kWh

Pada kenyataan GTG hanya beroperasi sekitar 50 % *load*, sehingga kondisi operasi menjadi seperti di bawah ini:



Gambar 4.22 Kondisi Gas Turbin Generator Saat *Load* 50 %

Efisiensi dan heat rate pada kondisi tersebut adalah sebagai berikut

Tabel 4.16 Heat Rate GTG pada Beban 50 %

Flue gas loss	39,11	%
Power Generation	20,00	%
Mechanical loss	5,00	%
Compressor Power	35,89	%
Heat rate (gross)	17.063	BTU/kWh

Efisiensi turun menjadi 20 % dan *heat rate* naik menjadi 17.063 BTU/kWh.

Keadaan demikian disebabkan kapasitas design GTG dirancang untuk pengembangan plant dimana akan ditambah unit *Condensate Stabilisation* saat kondensat mulai naik serta penambahan kompresor *sales gas* dan kompresor *2nd stage* di *membrane system (future connection)* sehingga otomatis kapasitas GTG akan naik mencapai optimal designnya yang secara otomatis efisiensi GTG juga akan naik.

Saat ini dioperasikan 2 (dua) unit GTG demi kehandalan proses, terutama mengantisipasi saat terjadi masalah di GTG yang berakibat terganggunya proses CPP Singa. Namun tidak tertutup kemungkinan untuk dioperasikan 1 unit GTG.

4.2.2 Distribusi Kelistrikan

Listrik dibangkitkan di GTG dengan tegangan 6,6 kV kemudian didistribusikan dengan 6,6 kV juga ke konsumen 6,6 dan ke transformator penurun tegangan menjadi 400 Volt. Konsumen 6,6kV yaitu :

- *SemiLean amine pump* (3 unit)
- *Lean amine pump* (2 unit) dan
- *FD Fan BurnerTOX* (2 unit).

Transformator penurun tegangan dari 6,6 kV ke 400 Volt ada 3 unit yaitu 2 unit x @2500 kVA (untuk distribusi beban listrik di peralatan tegangan rendah di Plant serta bangunan di plant) dan 1 unit x @350 kVA untuk distribusi listrik di bangunan kantor dan mess.

Berdasarkan log sheet tanggal 24 Juni sd 23 Juli 2013 dan ditambah hasil pengamatan dan pengukuran dapat diketahui besarnya rata-rata kWatt distribusi tegangan menengah 6,6 kV dan tegangan rendah 400 Volt.

Untuk distribusi 400 V data yang tercatat di log sheet tidak lengkap, hanya 530 kW yang seharusnya di atas 900 kW. Kemungkinan masih ada beberapa peralatan listrik (rotary equipment) lain yang tidak tercatat dalam logsheet (MCC) yang kami dapat di lapangan.

Berikut ini beban daya untuk distribusi tegangan 400 Volt di plant:

Tabel 4.17 Beban Daya untuk Tegangan 400 Volt

Beban 400 Volt		
Power Fan 400 V	180,82	kW
Power Pompa 400 V	216,44	kW
Power Kompresor	133,0	kW
Total Beban 400 V	530,23	kW

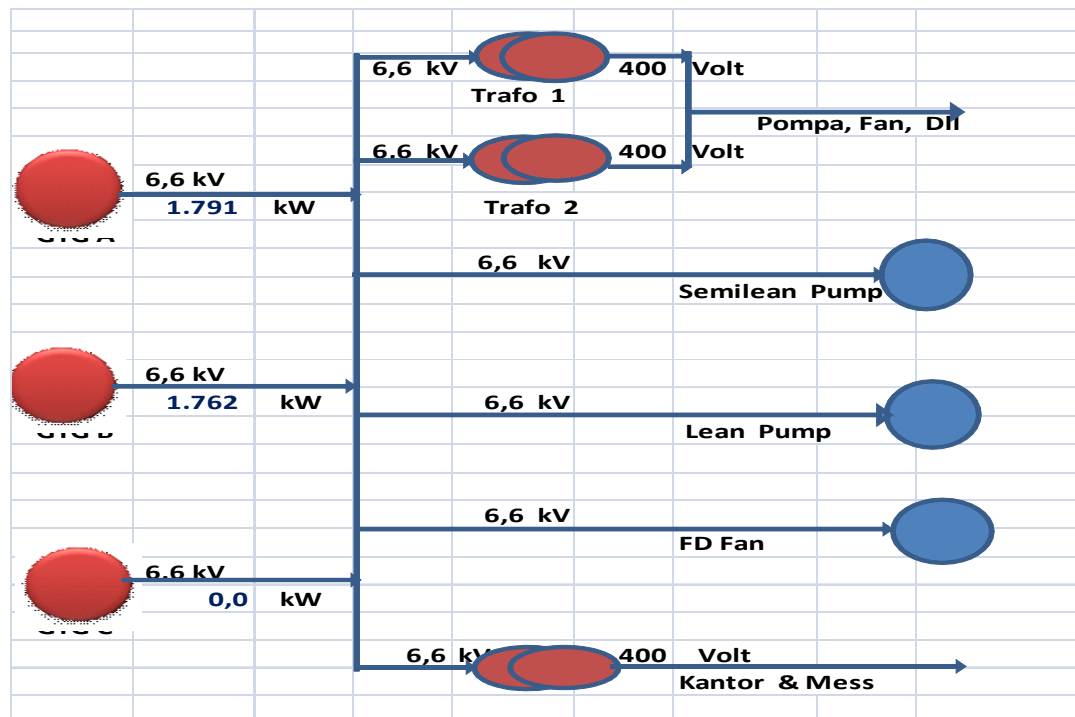
Berikut distribusi Daya (power) dari GTG dengan tegangan 6,6 kV dan 400 Volt hingga total daya adalah total keluaran daya GTG dengan selisih (loss) sekitar 2 kW.

Tabel 4.18 Distribusi Daya dari GTG

Distribusi Power					
Power Semi Lean Pump (averg.)		2.111	kW	59,4	%
Power Lean Pump (average)		280	kW	7,9	%
Trafo distribusi 6,6 kV/400 V		937	kW	26,4	%
Power F.D. Fan		154	Kw	4,3	%
Power Trafo Kantor & mess		72	kW	2,0	%
Total Beban Listrik		3.554	kW	100,0	%
Total Pembangkitan		3.552	kW		
Selisih		(2)	kW		

Konsumen terbesar adalahpompasemilean 59,4 % diikuti transformator distribusi 26,4 %.Untuk Transformator 2 x 2500 kVA data penggunaan kW berdasarkan catatan tanggal 24 Juli 2013.

Secara sederhana single line diagram 6,6 kVtertera di bawah ini.

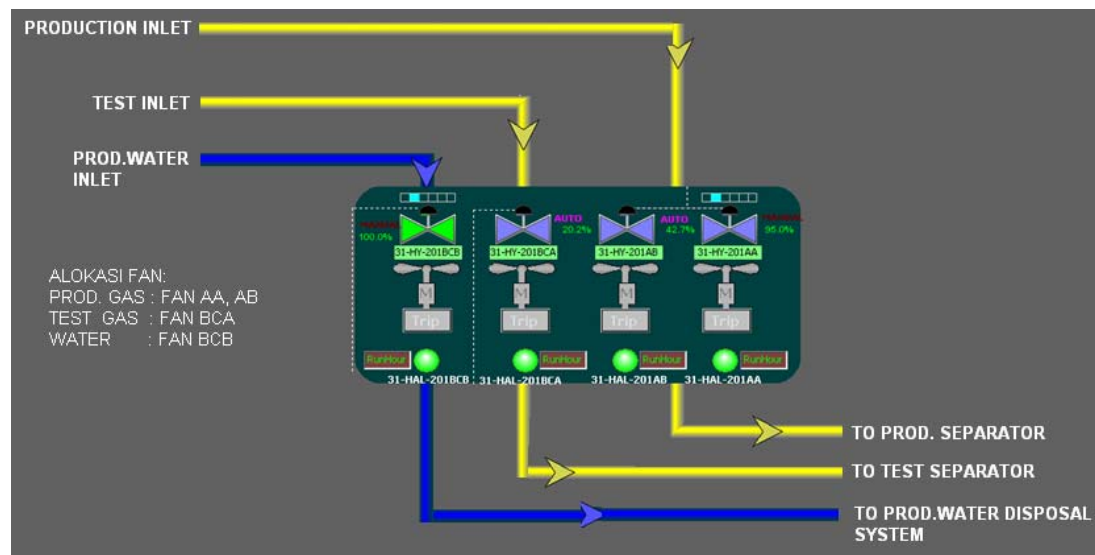


Gambar 4.23 Single Line Diagram Distribusi Listrik dari GTG

4.2.3 Inlet Cooler

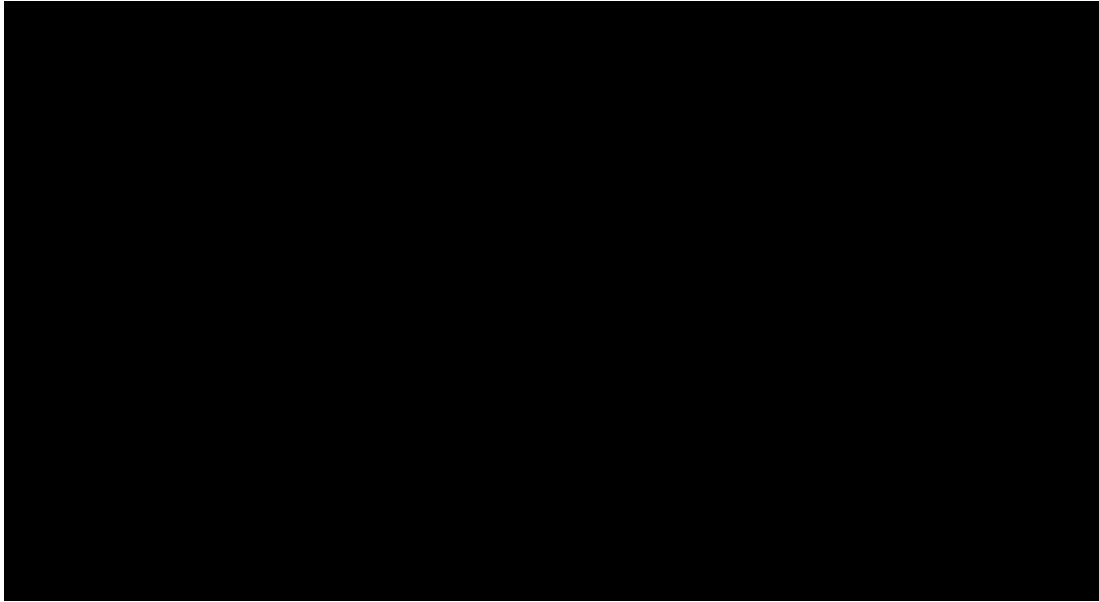
Inlet Cooler (31-HAL-201) merupakan peralatan pengguna energi dengan tegangan rendah (400 Volt) di plant CPP Singa. Fungsi *inlet cooler* ini adalah menurunkan temperatur gas dan *produced water* keluaran dari *inlet-separator* (31-MBD-127) sebelum masuk ke dalam unit *Production separator* (31-MBD-101). Sedangkan aliran *test production* dari *manifold* sumur langsung masuk ke *Inlet Cooler* ini sebelum aliran dimasukkan kedalam *test-separator*.

Inlet Cooler ini merupakan *fan* dengan penggerak (driver) adalah *electric-motor*. Ada 4 (empat) unit *electric-motor fan* yang masing-masing memiliki susunan sebagai berikut:



Gambar 4.24 Susunan Fan pada Inlet-Cooler 31-HAL-201

Berikut ini profil beban motor (Ampere) masing-masing elmot Fan pada Inlet Cooler (31-HAL-201) selama 1 bulan (Juni-Juli 2013):



Gambar 4.25 Profil Beban Elmot Fan Cooler

Dari data diatas, dapat diambil evaluasi bahwa perubahan % *open blade fan* yang efektif adalah di *electric-motor fan* AA (aliran production gas) dan *electric-motor fan* BCB (aliran *produced water*), sedangkan *electric-motor fan* lain (AB dan BCA) relatif *stagnan* (fix) %bukaan blade kipasnya.

Performa masing-masing aliran pada *electric-motor faninlet cooler* dilakukan dengan pendekatan evaluasi berikut ini:

$$\text{Performa} = \frac{\text{Power Elmot consumed (kW)}}{\text{Flowrate (MMSCD or bbls/day)}}$$

a. Inlet Cooler 31-HAL-201 AA dan AB (Aliran Production Gas)

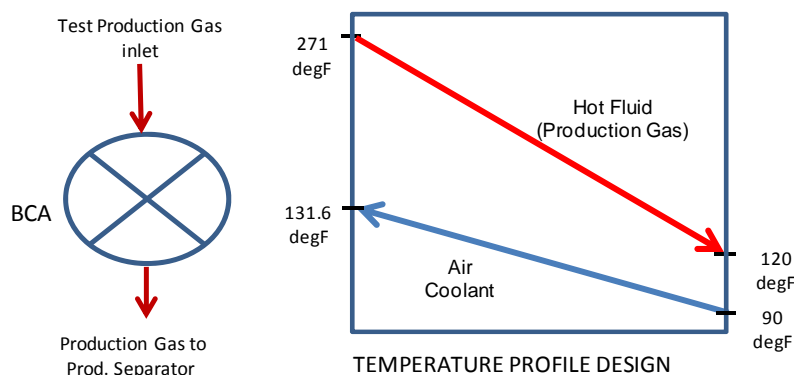
Secara skematik, pola aliran dan skema perpindahan panas (temperature) antara sisi *Production Gas*(hot side) dengan sisi udara pendingin/ *air coolant* (*cold side*)*production gas* di dalam *inlet cooler* digambarkan sbb.:

Terlihat bahwa dengan beban kapasitas *electric-motor fan* 67% terhadap kapasitas *design*, performa *cooling load fan (cooler)* masih baik dengan nilai 0,81kW/mmscfd aliran sedangkan *design* sebesar 0,79 kW/mmscfd.

Pola *adjustable blade fan* juga sudah baik dengan *electric-motor fan* 31-HAL-201AA bekerja sedangkan *electric-motor fan* BB dalam posisi *stagnan* (fix) sehingga menghasilkan *cooling load* yang efisien gabungan keduanya. Secara keseluruhan *Inlet Cooler* masih beroperasi pada kondisi baik.

b. Cooler 31-HAL-201 BCA (Aliran Test Production Gas)

Secara skematik, pola aliran dan skema perpindahan panas (temperature) antara sisi *Test-Production Gas(hot side)* dengan sisi udara pendingin/ *air coolant (cold side)* di dalam *inlet cooler* digambarkan sbb:

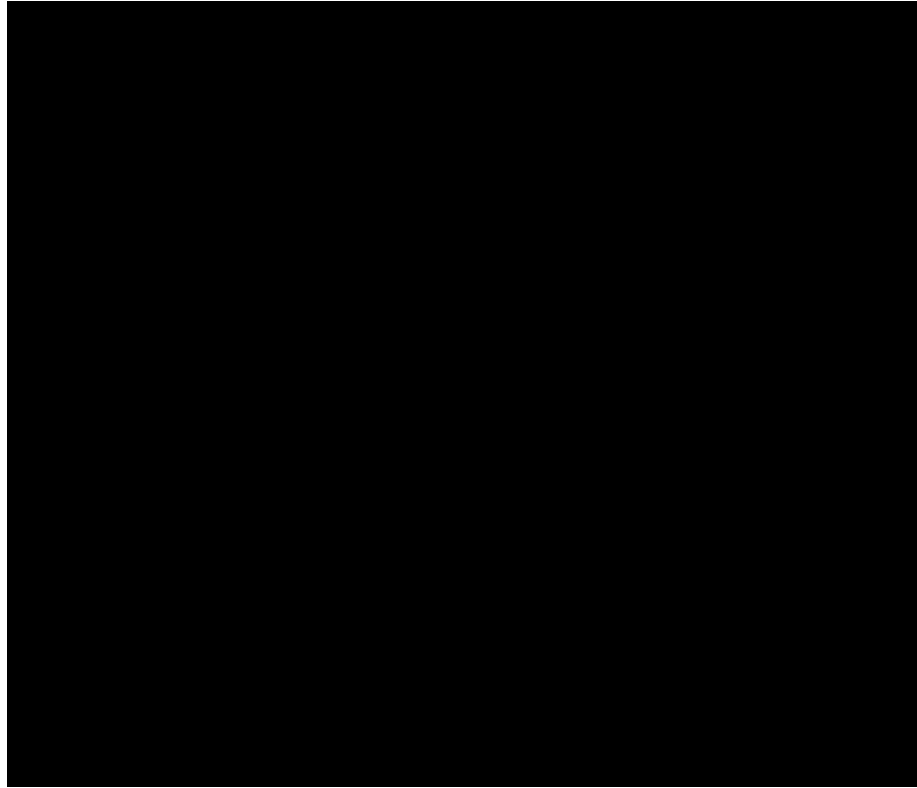


Gambar 4.27 Skema Perpindahan Panas Cooler 31-HAL-201 BCA

Delta LMTD design = 153 oF.

Sehingga diperoleh analisa inlet cooler fan BCA adalah sbb.:

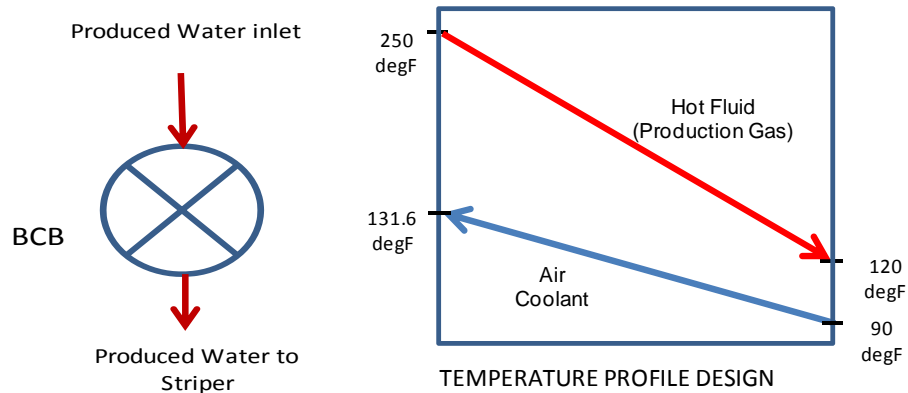
Tabel 4.20 Beban Pendinginan Elmot Fan Inlet Cooler 31-HAL-201BCA



Terlihat bahwa beban/*Cooling load electric-motor fan inlet Cooler 31-HAL-201BCA* hampir 50% dari *design*. Hal ini disebabkan temperatur *test production gas* relatif lebih dingin dibandingkan dengan kondisi designnya (aktual 254,4 oF vs design 271 oF) ditambah aliran *test production gas* juga lebih sedikit saat *survey* dibandingkan kondisi designnya sehingga konsumsi /beban listrik di *electric-motor fan* juga lebih kecil. *Inlet Cooler* masih beroperasi pada kondisi baik.

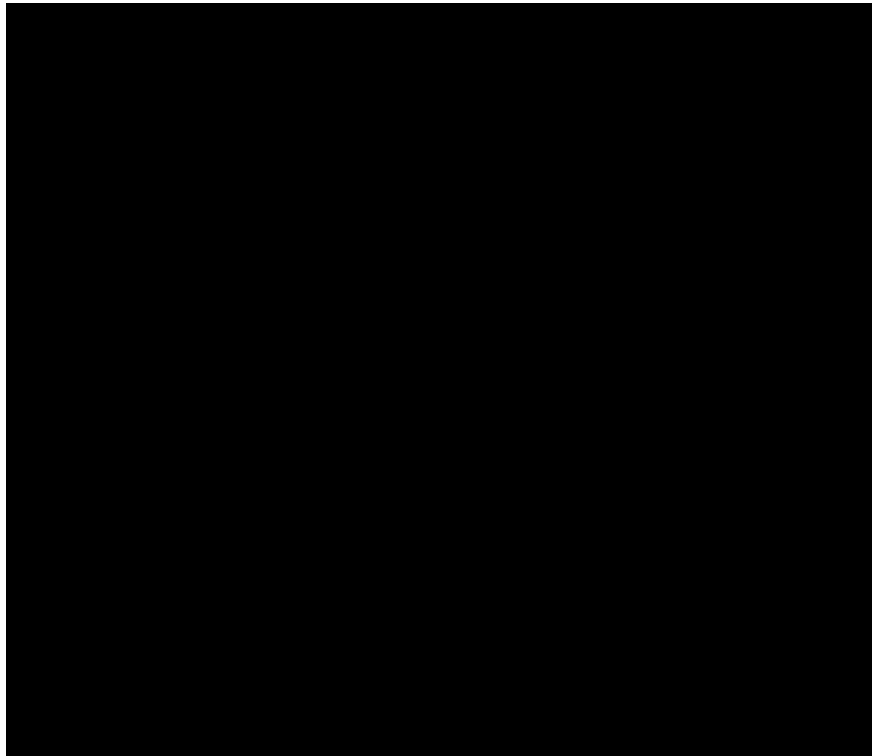
c. Cooler 31-HAL-201BCB (Aliran Produced Water)

Secara skematik, pola aliran dan perpindahan panas (temperature) antara sisi *produced water (hot side)* dengan sisi udara pendingin/ *air coolant (cold side)* pada sisi fan BCB di dalam *inlet cooler* digambarkan sbb.:



Gambar 4.28 Skema Perpindahan Panas Cooler 31-HAL-201 BCB

Tabel 4.21Beban Pendinginan Elmot Fan Inlet Cooler 31-HAL-201BCB



Inlet Cooler 31-HAL-201-BCB performanya kurang baik dibandingkan design, dimana dengan beban aliran *produced water* yang jauh lebih kecil dibandingkan design, tetapi beban *electric-motor fan* masih 51% dari kapasitasnya. Sehingga mengakibatkan *cooling load* yang tinggi (2 kali lipat) dibandingkan design. Hal ini kemungkinan disebabkan faktor *fouling* pada sisi pipa *water* karena fluida cair (*water*) cenderung lebih mengakibatkan *fouling* dibandingkan dengan fluida gas. Perlu dilakukan pengecekan untuk *cleaning* saat *overhaul* (*turn*

around)nanti.Apabila hasil pengecekan HE masih bersih, kemungkinan penyebab menurunnya efisiensi cooler adalah karena pembebanan yang rendah. Hal ini bisa diantisipasi dengan pemasangan variable speed driver (VSD) pada motor fan.

4.2.4 Pompa Electro-Motor

Pompa *electric-motor* di plant CPP berjumlah banyak, tetapi secara besaran konsumsi energi yang paling utama (kapasitas motor diatas 30 kW) adalah pompa-pompa sbb.:

- Pompa *SemiLean amine*(tegangan 6,6 kV ; Power 1500 HP)
- Pompa *Lean amine*(tegangan 6,6 kV ; Power 450 HP)
- Pompa *Hot Oil Circulation*(tegangan 400 Volt, Power 150 kW)
- Pompa *Lean Booster*(tegangan 400 Volt, Power 75 kW)
- Pompa *Rich amine*(tegangan 400 Volt, Power 30 kW)

4.2.4.1 Pompa *SemiLean amine*(35-PBA-331 A/B/C)

Pompa *semilean* digunakan sebagai pemindah cairan *Semi Lean amine* dari spliter keluaran *bottom Flash Column* (35-MBF-105) ke kolom *Amine Absorber* (35-MAF-104). Pompa ini merupakan pompa terbesar di plant CPP Singa.

Berikut ini spesifikasi dan data kondisi Survey dari pompa *Semilean*:

Tabel 4.22 Spesifikasi Kondisi Survey Lapangan

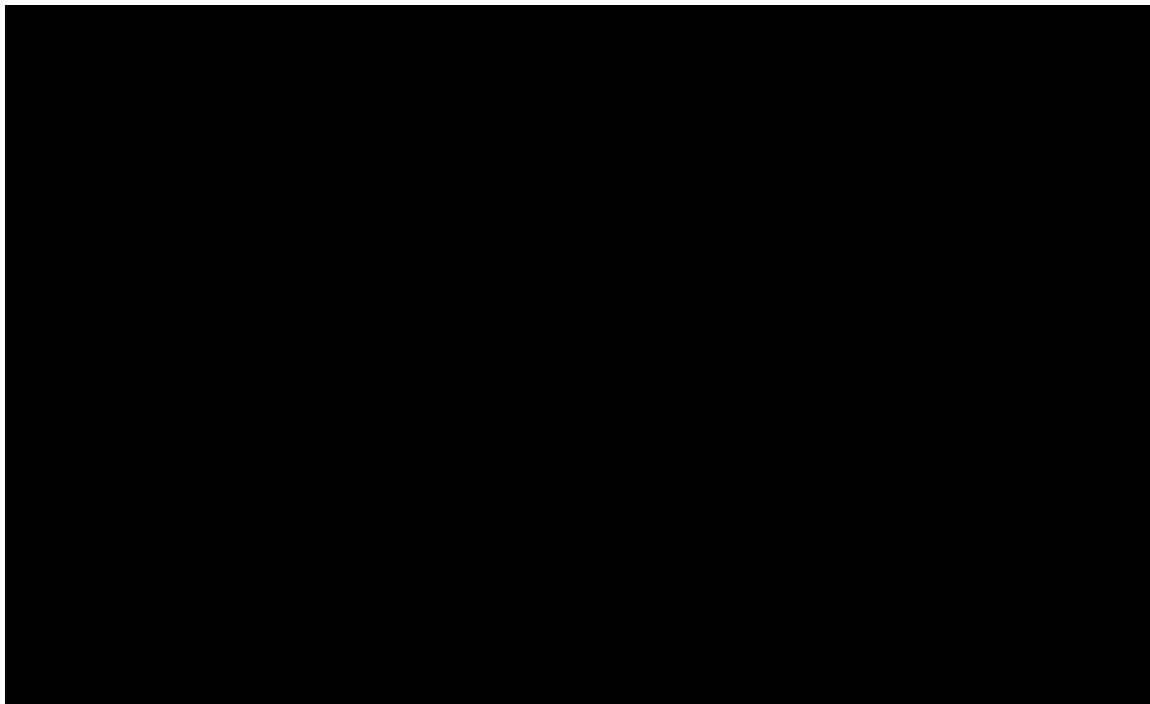
KETERANGAN			DATA SPEK	PENGUKURAN ENERGI
A. MOTOR DATA				
*	TYPE	:	ELECTRIC MOTOR	
*	MANUFACTURER	:	Flowserve	
*	MODEL	:	LAB-37	
*	CAPACITY	:	1500 HP	
*	SPEED	:	3000 rpm	
*	ROTATION	:	CLOCKWISE	



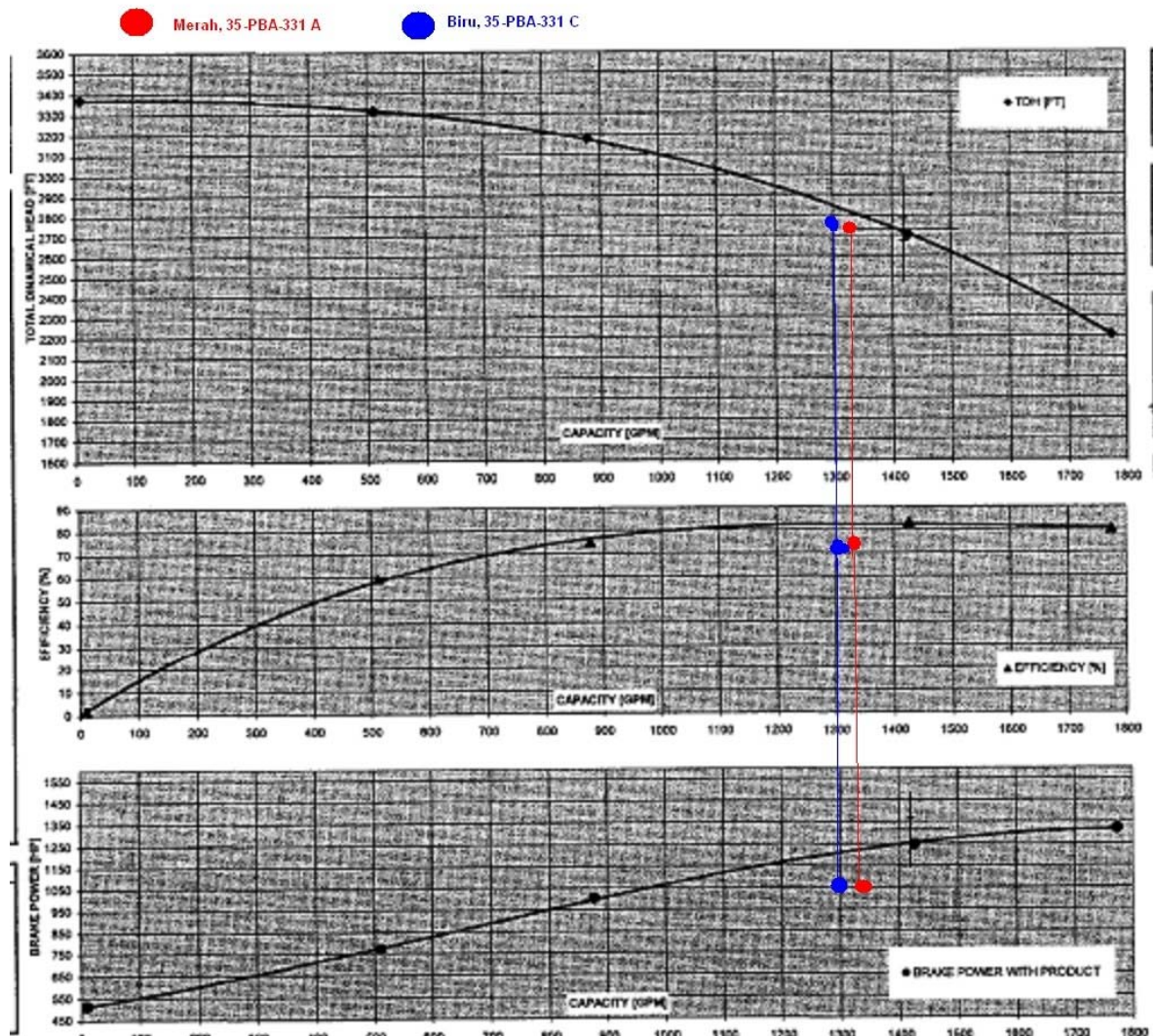
B.	*	VOLTAGE	:	6600 Volt	6600 Volt
	*	AMPERE	:	N/A	A = 108Amp; C = 104 Amp
	*	POWER FACTOR	:	N/A	0.90
	*	FREQUENCY	:	50 Hz	
	PUMP DATA				
	*	MANUFACTURER	:	FLOWERVE	
	*	MODEL	:	6 x 11 DMX-A/ 9 Stg	
	*	SERIAL NUMBER	:	08 AE0012	
	*	SPEED	:	2980 RPM	
	*	RATE CAPACITY/ FLOW	:	1419 gpm	A = 1325,8 ; C = 1300,19 gpm
	*	TEMP. DESIGN	:	167,4 oF	165 oF
	*	PRESS. SUCTION	:	114,1 psi	A=38.94; C=35,22
	*	PRESS. DISCHARGE	:	1108,83 psi	A = 1290; C=1300 psi

Berikut ini hasil evaluasi perhitungan efisiensi pompa Semi Lean 35-PBA-331 A/C:

Tabel 4.23 Evaluasi Perhitungan Efisiensi Pompa Semi Lean 35-PBA-331 A/C



Berikut ini kurva performance dari pabrikan pompa dan posisi operasi pompa :



Gambar 4.29 Kurva Performance Pompa Semi Lean

Secara keseluruhan pompa *Semilean* 35-PBA-331 A dan C masih beroperasi pada rejim (daerah) operasi yang baik (sekitar *Best Efficiency Point*, BEP). Dengan efisiensi pompa masing-masing adalah 72,3% untuk pompa A dan 71,68% untuk pompa B (referensi test performance adalah 79,4% pada rejim BEP).

4.2.4.2 Pompa *Lean amine*(35-PBA-334 A/B)

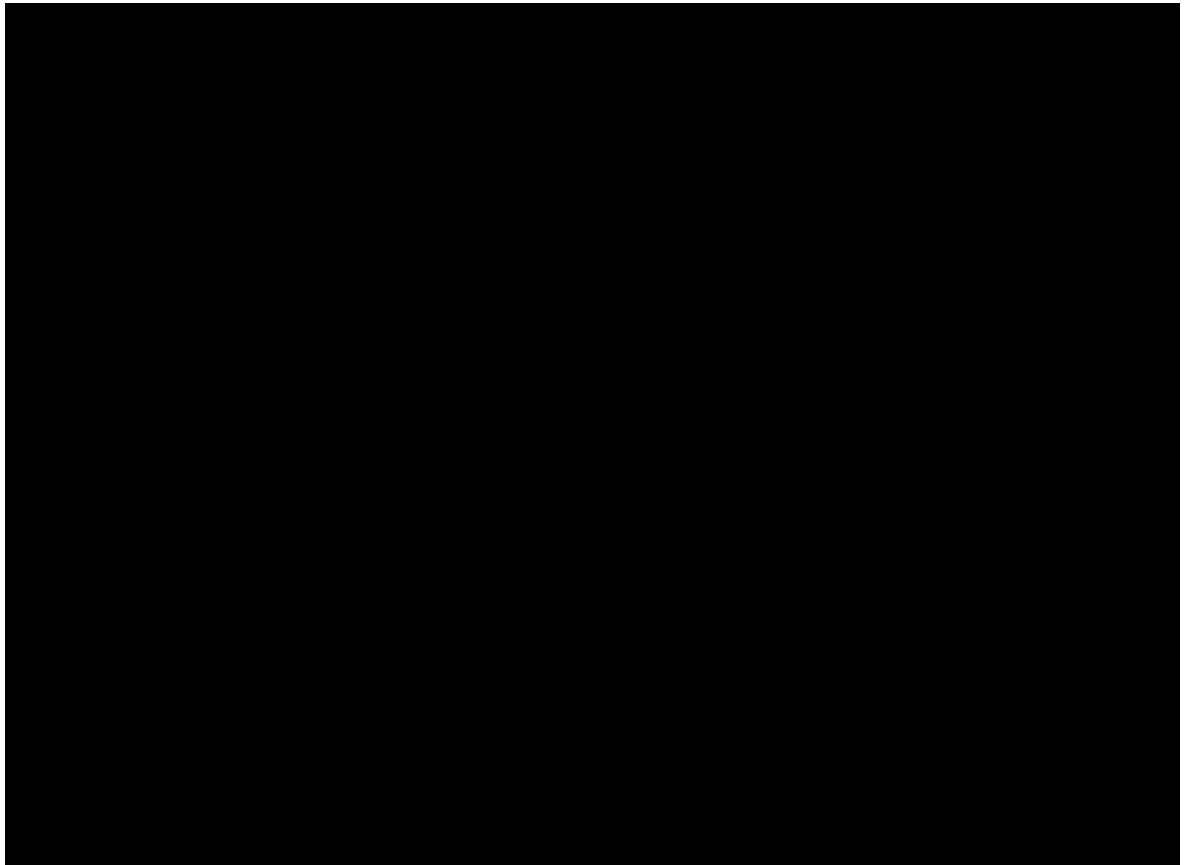
Pompa *Lean amine* digunakan sebagai pemindah cairan *Lean amine* dari Inlet Cooler menuju ke Amine Absorber (35-NAF-104) . Pompa ini merupakan pompa kedua terbesar setelah pompa *Semi Lean* di plant CPP Singa. Berikut ini spesifikasi dan data kondisi Survey dari pompa *Lean amine*:

Tabel 4.24 Spesifikasi Kondisi Desain dan Survey Pompa *Lean amine*

KETERANGAN		DATA SPEK		PENGUKURAN ENERGI
A. MOTOR DATA				
*	TYPE	:	ELECTRIC MOTOR	
*	MANUFACTURER	:	Flowserve	
*	MODEL	:	n/a	
*	CAPACITY	:	450 HP/ 336 kW	
*	SPEED	:	2965 rpm	
*	ROTATION	:	CLOCKWISE	
*	VOLTAGE	:	6600 Volt	6600 Volt
*	AMPERE	:	N/A	A = 28,2 Amp;
*	POWER FACTOR	:	N/A	0.90
*	FREQUENCY	:	50 Hz	
B. PUMP DATA				
*	MANUFACTURER	:	FLOWERVE	
*	MODEL	:	6 x 11 DMX-B/12 Stg	
*	SERIAL NUMBER	:	435470003	
*	SPEED	:	2965 RPM	
*	RATE CAPACITY/ FLOW	:	394 US-gpm	A = 215 gpm
*	TEMP. DESIGN	:	180 oF	140 oF
*	PRESS. SUCTION	:	148,3 psi	A=230,7 psi
*	PRESS. DISCHARGE	:	1416,14 psi	A = 1750 psi

Berikut ini hasil evaluasi perhitungan efisiensi pompa Semi Lean 35-PBA-334 A :

Tabel 4.25 Evaluasi Perhitungan Efisiensi Pompa Semi Lean 35-PBA-334 A



Pompa *Lean amine* dioperasikan pada pressure discharge maksimum (1750 psig), dimana termasuk pada kondisi perssure yang tinggi, tetapi fowrate pompa masih diopersikan pada beban rendah (215 gpm) dengan rating flowrate pada rejim BEP adalah 394 gpm sehingga menghasilkan %Efisiensi yang lebih rendah dibandingkan design (Efisiensi overall pompa adalah 53,16% dibandingkan kondisi test performance adalah 74%)

Berikut ini referensi Performance Operasi Pompa *Lean amine* :



Performance			
Hydraulic power	: 272 hp	Impeller diameter	
Pump speed	: 2965 rpm	Rated	: 9.94 in
Efficiency (CE=1.00)	: 66.9 %	Maximum	: 10.25 in
		Minimum	: 6.44 in
NPSH required (NPSHr)	: 8.5 ft	Suction specific speed	: 10900 US units
Rated power	: 395 hp	Minimum continuous flow	: 149.0 USgpm
Maximum power	: 428 hp	Maximum head @ rated dia	: 3279.5 ft
Driver power	: 450 hp / 336 kW	Flow at BEP	: 434.8 USgpm
Casing working pressure	: 1676.5 psig	Flow as % of BEP	: 90.6 %
(based on shut off @ max dia)		Efficiency at normal flow	: -
Maximum allowable	: 1700.0 psig	Impeller dia ratio (rated/max)	: 97.0 %
Hydrostatic test pressure	: 2550.0 psig	Head rise to shut off	: 17.4 %
Est. rated seal chamb. press.	: -	Total head ratio (rated/max)	: 89.8 %

Gambar 4.30 Referensi Performace Pompa *Lean amine*

4.2.4.3 Pompa Lean Booster Amine (35-PBA-337 A/B)

Pompa *Lean Booster* digunakan untuk mengalirkan cairan *Lean amine* dari *bottom Amine Regenerator* (35-NAF-107) menuju *Lean/Rich Exchanger* lalu menuju ke *Lean Cooler* (35-HAL-202). Pompa ini merupakan pompa dengan tegangan rendah 400 Volt.

Berikut ini spesifikasi dan data kondisi Survey dari pompa *Lean Booster* di CPP Singa:

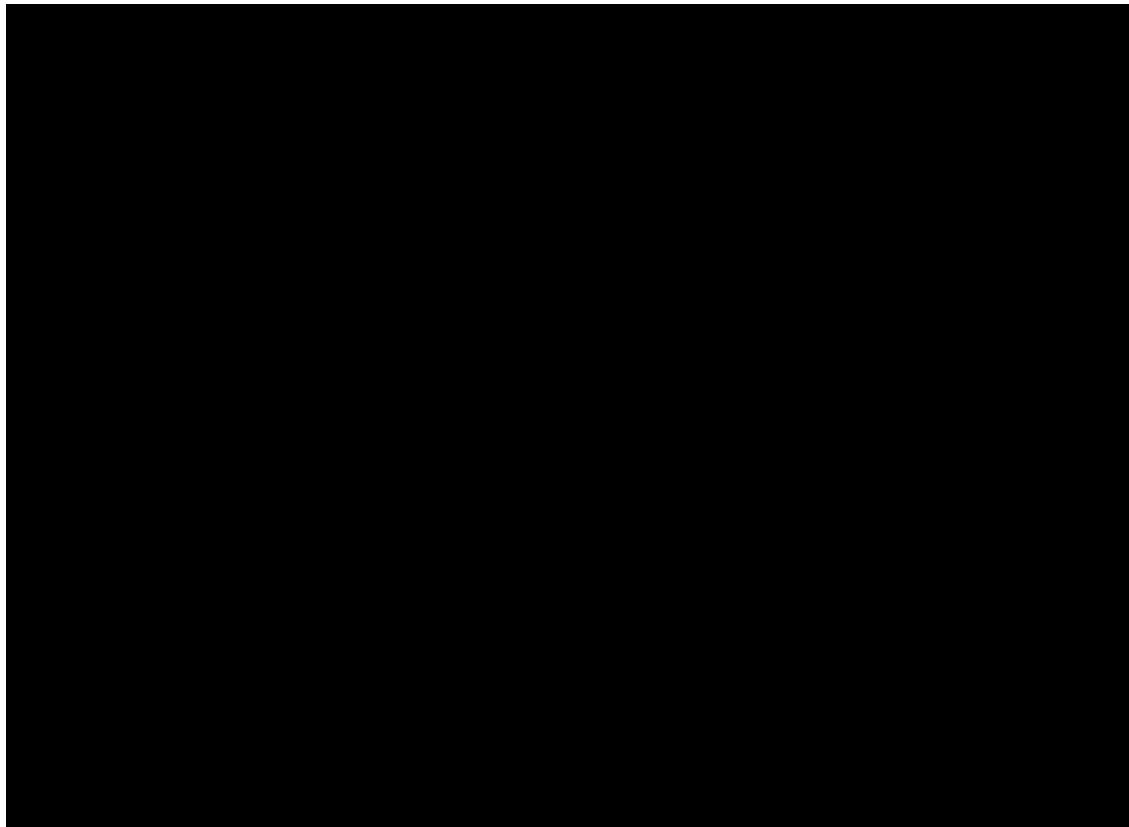
Tabel 4.26 Spesifikasi dan Data Pompa Centrifugal Lean Booster Pump

KETERANGAN			DATA SPEK	PENGUKURAN ENERGI
A. MOTOR DATA				
*	TYPE	:	ELECTRIC MOTOR	
*	MANUFACTURER	:	RELIANCE	
*	MODEL	:	B442363-002	
*	CAPACITY	:	100 HP (75 kW)	
*	SPEED	:	3000 rpm	
*	ROTATION	:	CLOCKWISE	
*	VOLTAGE	:	400 Volt	400 Volt
*	AMPERE	:	126	A = 101,3 Amp;
*	POWER FACTOR	:	0.905	0.90
*	FREQUENCY	:	50 Hz	
B. PUMP DATA				

*	MANUFACTURER	:	GOULDS Pump	
*	MODEL	:	3700/ 3x4 -13 Stg	
*	SERIAL NUMBER	:	4212602A	
*	SPEED	:	2950 RPM	
*	RATE CAPACITY/ Total HEAD	:	388 gpm/ 489.6 ft	A = 374,92 gpm
*	TEMP. DESIGN	:	259 oF	255 oF
*	PRESS. SUCTION (Max/ Normal)	:	95,69 / 23,87 psi	A=30 psi
*	PRESS. DISCHARGE	:	226,11 psi	A = 255 psi

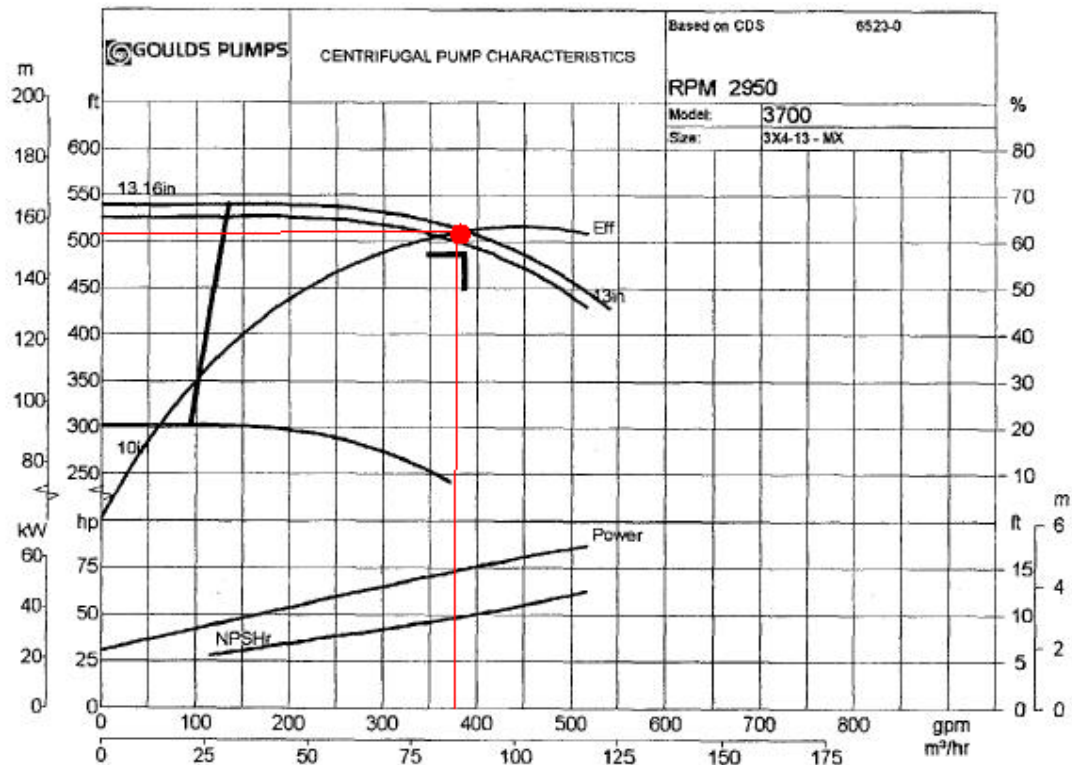
Hasil perhitungan evaluasi performa pompa *Lean Booster* 35-PBA-337 A adalah sbb.:

Tabel 4.27 Evaluasi Performa Pompa *Lean Booster* 35-PBA-337 A



Berikut ini kurva *performance test* dari pabrikan pompa dan posisi operasi pompa saat ini untuk pompa 35-PBA-337 A:

● Posisi titik Operasi 35-PBA-337 A :



Gambar 4.31 Kurva Performance Test Pompa 35-PBA-337 A

Terlihat bahwa pompa masih dioperasikan pada titik operasi sangat mendekati titik terbaiknya (BEP), dimana menghasilkan efisiensi sebesar 60,36% (efisiensi di titik BEP adalah 62% sesuai kurva test performa).

4.2.4.4 Pompa Hot-Oil Circulating Pump(41-PBE-369 A/B/C)

Pompa *Hot Oil Circulating* (41-PBE-369 ABC) digunakan untuk mensirkulasikan cairan *hot-oil* pada jaringan *hot oil system* (antara WHRU dengan *Amine Reboiler*). Pompa ini merupakan pompa dengan tegangan rendah 400 Volt.

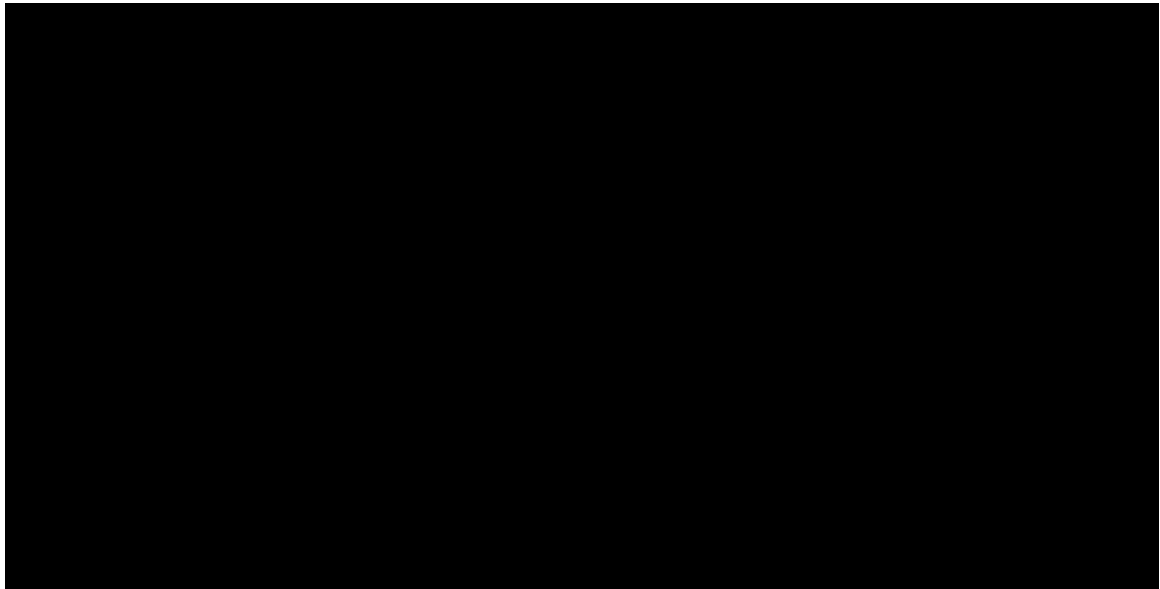
Berikut ini spesifikasi dan data kondisi Survey dari Hot Oil Circulation Pump di CPP Singa:

Tabel 4.28 Spesifikasi dan Data Pompa *Hot Oil Circulation*

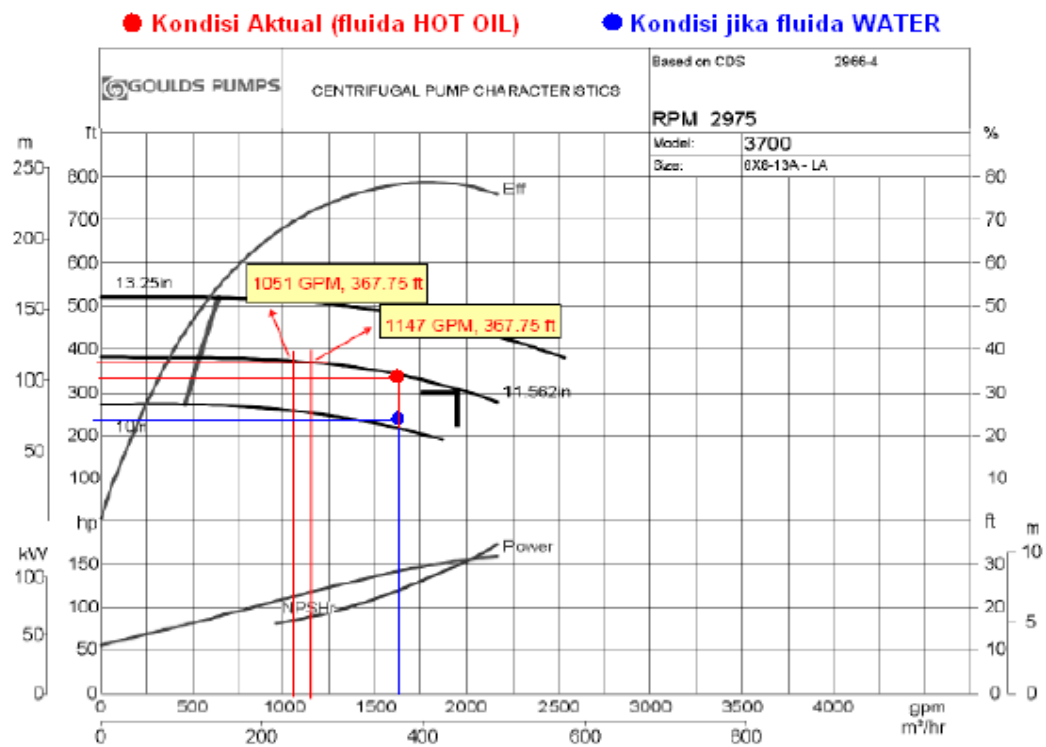
KETERANGAN			DATA SPEK	PENGUKURAN ENERGI
A. MOTOR DATA				
*	TYPE	:	ELECTRIC MOTOR	
*	MANUFACTURER	:	RELIANCE	
*	MODEL	:	-	
*	CAPACITY	:	150 kW	
*	SPEED	:	3000 rpm	
*	ROTATION	:	CLOCKWISE	
*	VOLTAGE	:	400 Volt	400 Volt
*	AMPERE	:	-	Pump B = 194,2 A
*	POWER FACTOR	:	0.905	0.90
*	FREQUENCY	:	50 Hz	
B. PUMP DATA				
*	MANUFACTURER	:	GOULDS Pump	
*	MODEL	:	3700/6x8 -13 AS	
*	SERIAL NUMBER	:	n/a	
*	SPEED	:	2975 RPM	
*	RATE CAPACITY/ Total HEAD	:	1965 gpm/ 306,5 ft	B = 1665,83 gpm
*	TEMP. DESIGN	:	295 oF	278 oF
*	PRESS. SUCTION (Max/ Normal)	:	5,34 psi	B=20,12 psi
*	PRESS. DISCHARGE	:	130,7 psi	B = 130,29 psi

Berikut ini hasil evaluasi/perhitungan performa pompa *Hot Oil Circulating* (41-PBA-369 B) dengan kondisi aktual (fluida operasi adalah hot oil) dan apabila fluida operasi disumsikan air (water) :

Tabel 4.29 Evaluasi Performa Pompa *Hot Oil Circulating*



Berikut ini kurva *performance test* dari pabrikan pompa dan posisi operasi pompa saat ini untuk pompa 41-PBA-369 B:



Gambar 4.32 Kurva Performance Test Pompa 41-PBA-369 B

Terlihat bahwa performa pompa Hot Oil Circulating pump dengan perhitungan real menggunakan fluida hot oil memiliki efisiensi sebesar 53,05%. Tetapi apabila simulasi dilakukan sama dengan kondisi performa test (*design*), maka efisiensi pompa sebenarnya adalah 67,45% dan angka itu mendekati titik efisiensi terbaiknya (BEP) yaitu 77,5%.

Faktor lain yang mengakibatkan efisiensi pompa sedikit turun adalah flowrate sirkulasi *hot oil* yang tidak dioperasikan pada kapasitas desain. Saat ini flowrate pompa adalah 1665 gpm sedangkan flowrate sesuai design adalah 1965 gpm (84% flowrate dioperasikan).

4.2.4.5 Pompa *Rich amine* (35-PBA-333 A/B)

Pompa *Rich amine* (35-PBA-333 A/B) digunakan untuk memindahkan *cairan Rich amine* yang keluar dari splitter bottom *Flash Column* menuju ke *Solvent Rich/Lean amine Exchanger* (35-HBG-204) dan selanjutnya menuju *Amine Regenerator column* (35-NAF-107). Pompa ini merupakan pompa dengan sumber energi listrik dari tegangan rendah (400 Volt).

Berikut ini spesifikasi dan data kondisi Survey dari pompa *Rich amine* di CPP Singa:

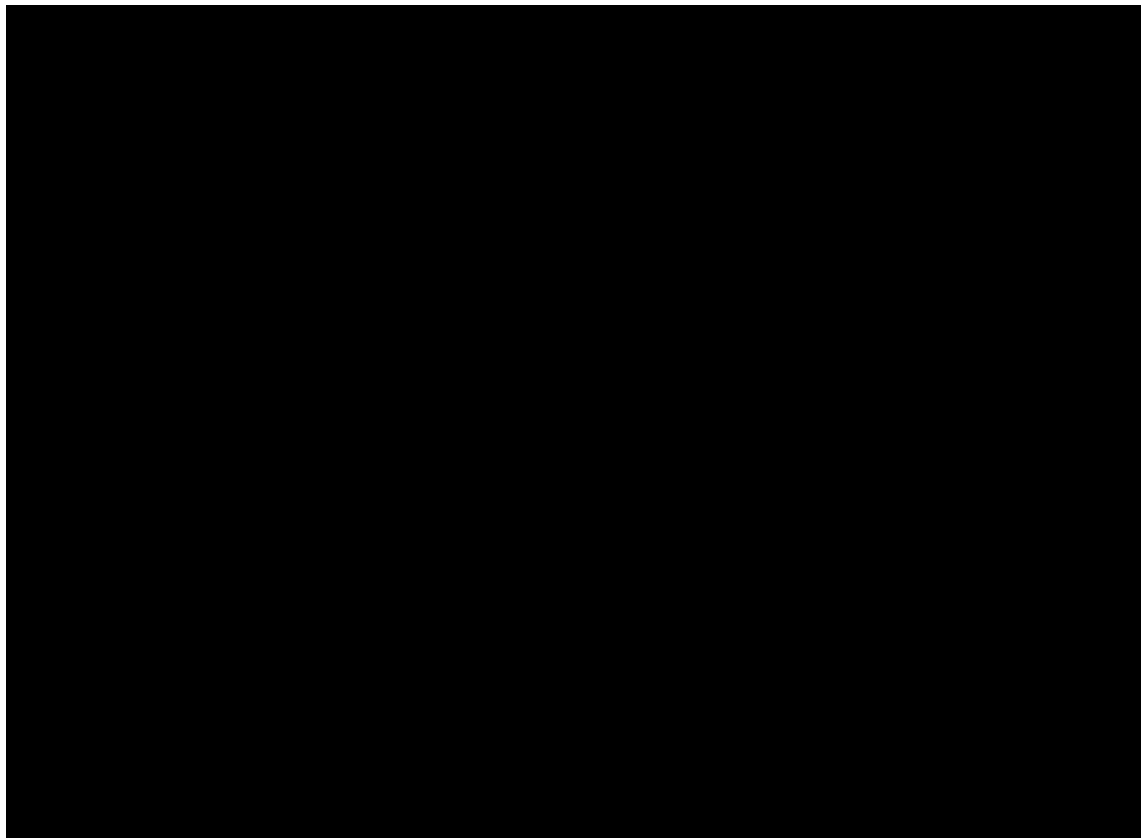
Tabel 4.30 Spesifikasi dan Data Pompa *Rich amine*

KETERANGAN			DATA SPEK	PENGUKURAN ENERGI
A. MOTOR DATA				
*	TYPE	:	ELECTRIC MOTOR	
*	MANUFACTURER	:	SALDOR	
*	MODEL	:	N/A	
*	CAPACITY	:	40 HP	
*	SPEED	:	3000 rpm	
*	ROTATION	:	CLOCKWISE	
*	PHASE/ VOLTAGE	:	3/ 400 Volt	400 Volt
*	AMPERE	:	126	A = 36,8 Amp;
*	POWER FACTOR	:	0.905	0.90
*	FREQUENCY	:	50 Hz	
B. PUMP DATA				
*	MANUFACTURER	:	GOULDS Pump	

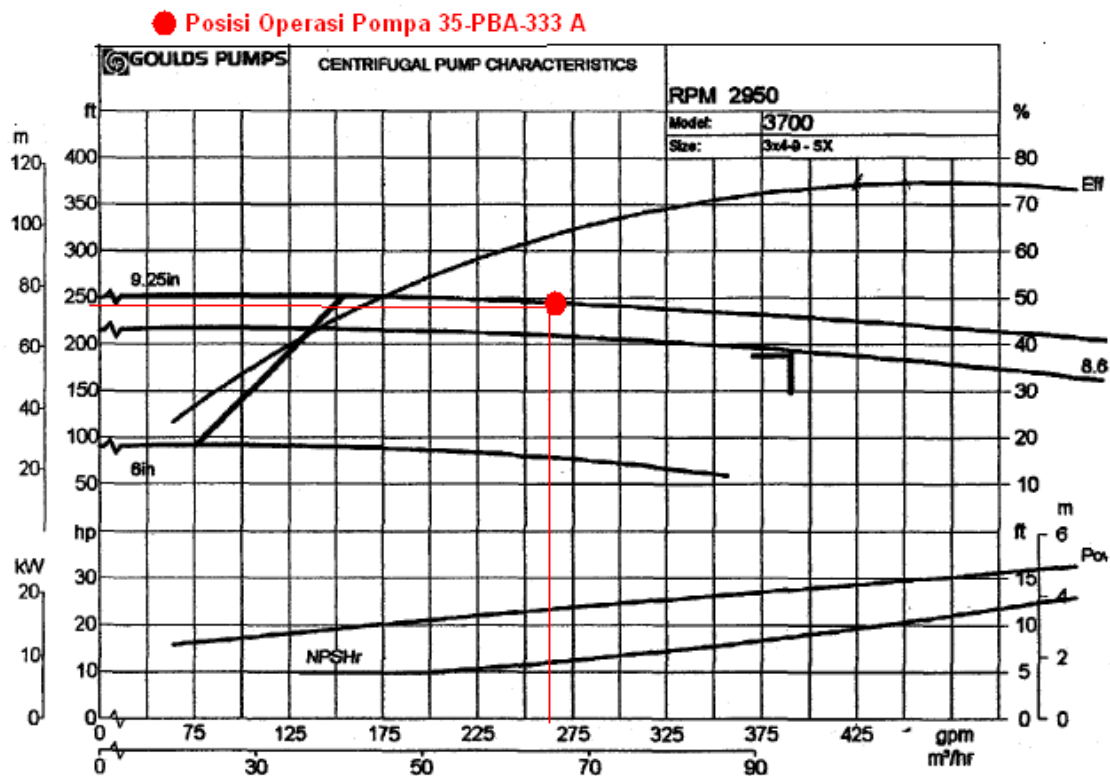
*	MODEL	:	3700/ 3x4 – 9 Stg	
*	SERIAL NUMBER	:	4212602A	
*	SPEED	:	2950 RPM	
*	RATE CAPACITY/ Total HEAD	:	301 gpm/ 180,3 ft	A = 267,92 gpm
*	TEMP. DESIGN	:	168 oF	191,86 oF
*	PRESS. SUCTION (Max/ Normal)	:	116,27/ 28,02 psi	A=38,95 psi
*	PRESS. DISCHARGE	:	116,36 psi	A = 136 psi

Berikut hasil evaluasi perhitungan performa pompa 35-PBA-333 A di CPP Singa:

Tabel 4.31Evaluasi Performa Pompa 35-PBA-333 A



Hasil plot kurva *performance test* dari pabrikan pompa dan posisi operasi pompa saat ini untuk pompa 41-PBA-333 A sebagai berikut:



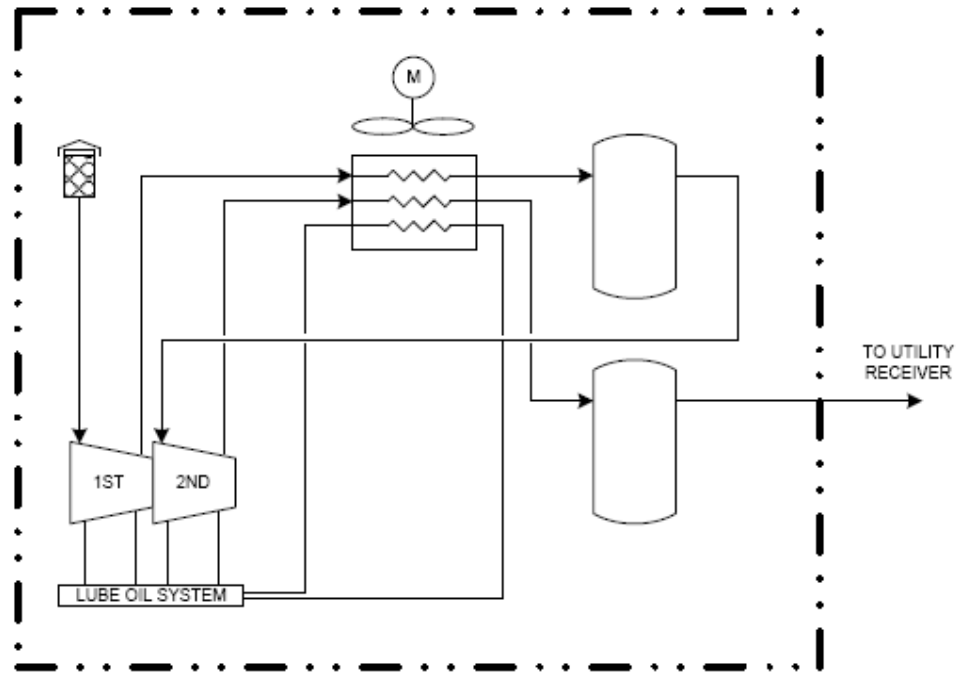
Gambar 4.23 Kurva Performance Test Pompa 41-PBA-333 A

Terlihat bahwa pompa *Rich amine* beroperasi pada flow lebih rendah sedikit dibandingkan kapasitas desingnya (88%) tetapi dengan total head lebih besar. Akan tetapi performa (efisiensi) pompa masih rendah (53% vs 72,5% efisiensi design). Untuk memperbaiki kinerja (efisiensi) pompa dapat dilakukan dengan melakukan perbaikan terhadap motor pompa dan sistem transmisi/distribusi kelistrikan saat dilakukan perawatan sehingga akan meningkatkan daya mekanik yang pada akhirnya meningkatkan efisiensinya.

4.2.5 Air Compressor (41-CBE-321 A/B)

Air compressor (kompresor udara) di plant CPP Singa digunakan untuk mensuplai kebutuhan udara *pneumatic* untuk instrumentasi. Ada 2 (dua) kompresor di CPP Plant, yaitu 41-CBE-241 A dan 41-CBE-321 B. Kedua kompresor tersebut bekerja sesuai kebutuhan udara suplai yang diperlukan. Kadangkala keduanya beroperasi keduanya, tetapi moda operasi sering bergantian (salah satu unit ON/OFF).

Berikut ini evaluasi performa *air compressor* di CPP Singa:



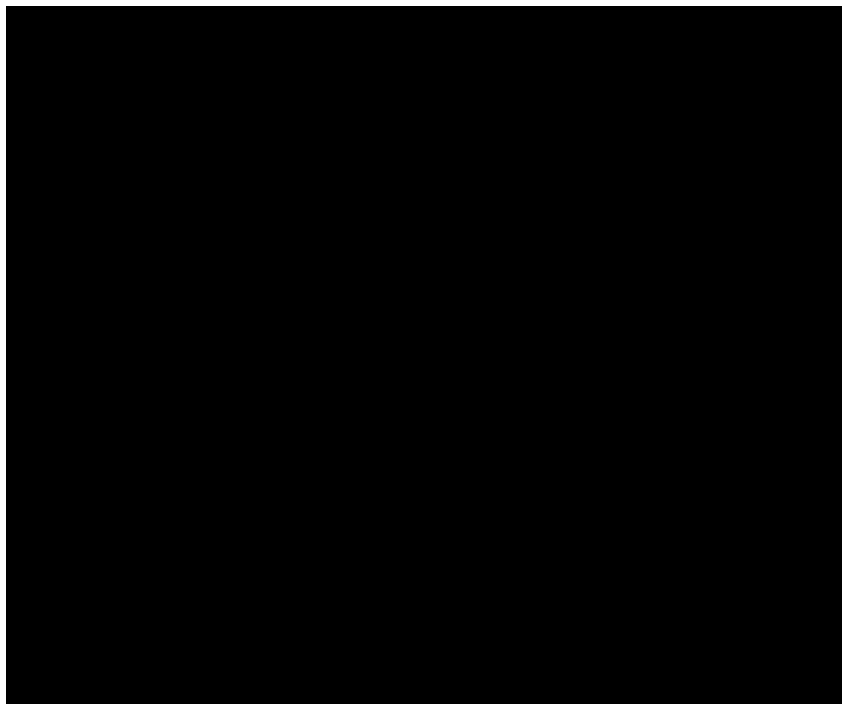
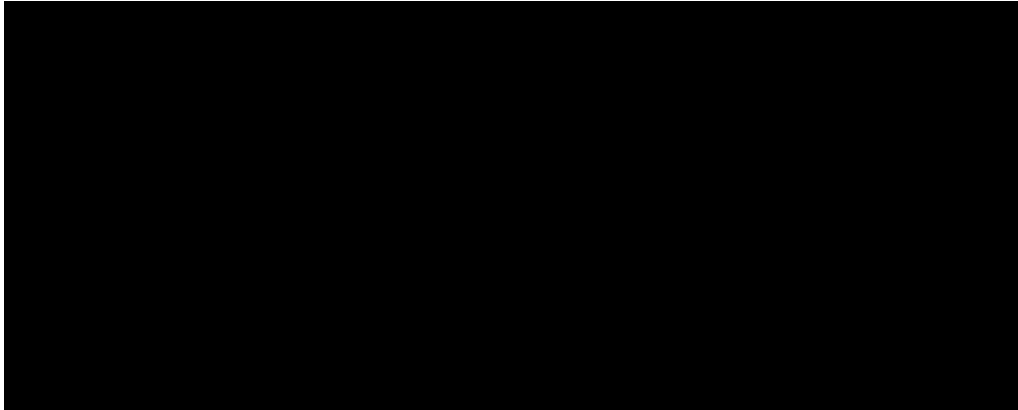
Gambar 4.33 Skema proses kompresi udara pada Air kompresor di CPP Singa

Data pengukuran kondisi *air compressor* CPP Singa:

Tabel 4.32 Pengukuran Kondisi Kompresor Udara

--	--

Berikut hasil simulasi perhitungan *air compressor* di CPP Singa berdasarkan data-data pengukuran:



Gambar 4.34 Simulasi Perhitungan Kompresor Udara di CPP Singa

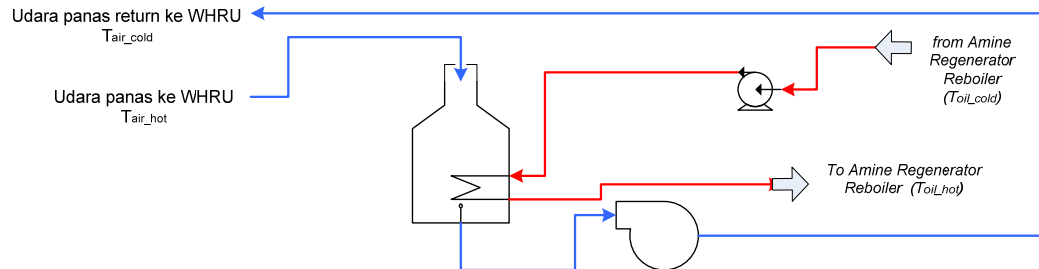
Dari hasil perhitungan diatas, performa (efisiensi) air compressor sudah baik, dengan nilai efisiensi terhitung adalah 66,1% (referensi design 70% - 80%).

4.2.6. Waste Heat Recovery Unit (WHRU) pada Hot-Oil System

WHRU adalah unit yang digunakan untuk memanfaatkan panas cerobong di TOX untuk dipakai sebagai media pemanas *hot oil system*. *Hot oil* di plant CPP Singa digunakan untuk pemanas di *Amine Reboiler* . Evaluasi yang dilakukan pada sistem

WHRU ini adalah menilai seberapa besar energi yang termanfaatkan dari panas cerobong untuk proses *Hot-Oil System* ini.

Berikut uraian penjelasan penilaian performa WHRU:



Gambar 4.35 Penilaian Performa WHRU

Performa unit WHRU ini dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Performa (\%)} = \frac{\text{Energi Absorbed by Hot Oil (MMBTU)}}{\text{Energi Source by Flue Gas (MMBTU)}} \times 100 \%$$

Tabel 4.33 Performa Hot Oil WHRU

	DESIGN:			SURVEY (25-07-2013):		
Flue gas Side	Flow fuel gas	546.1	mscfd	Flow fuel gas	720.00	mscfd
	HV	1140	btu/scf	HV	997	btu/scf
	Energy generated :	622.6	MMBTU/d	Energy generated :	717.8	MMBTU/d
	flow acid gas	20.5	mmscfd	flow acid gas	12.56	mmscfd
	HV	33	btu/scf	HV	230	btu/scf
	Energy exhaust:	676.5	MMBTU/d	Energy exhaust:	2888.80	MMBTU/d
	flow permeate	17.9	mmscfd	flow permeate	3.68	mmscfd
	HV	153	btu/scf	HV	347	btu/scf
	Energy exhaust:	2735.12	MMBTU/d	Energy exhaust:	1276.96	MMBTU/d
	Total energy exhaust:	4,034.2	MMBTU/d	Total energy exhaust:	4,883.6	MMBTU/d
Hot Oil Side	Flowrate to WHRU	2064.6	gpm	Flowrate to WHRU	1665.8	gpm
		904236	lb/jam		645164.3	lb/jam
		410155	kg/jam		292642	kg/jam
	Temp. to WHRU	295	oF	Temp. to WHRU	277	oF
	Temp. to Amine Reb.	335	oF	Temp. to Amine Reb.	328	oF
	ΔT	40	oF		51	oF
	Cp. Hot Oil	3.174	kJ/kg/C	Cp. Hot Oil	3.174	kJ/kg/C
	Energy Req. Hot Oil	5785914	kJ/jam	Energy Req. Hot Oil	9804470	kJ/jam
	Eff. WHRU (estimate)	80%		Eff. WHRU (estimate)	80%	
	Energy Absorb WHRU	7232392	kJ/jam	Energy Absorb WHRU	12255588	kJ/jam
	Energy Absorb WHRU	164.52	MMBTU/d	Energy Absorb WHRU	278.79	MMBTU/d
	% energy Absorbed	4.1%		% energy Absorbed	5.7%	

Dari perhitungan diatas terlihat bahwa panas yang terserap oleh Hot-oil di WHRU kondisi saat ini (survey) lebih besar dibandingkan design (278,8 MMBTU/d vs 164,5 MMBTU/d) karena hot-oil ini digunakan untuk reboiler di proses regenerasi amine dimana proses amine system kondisi saat ini pada kapasitas puncak (107% dari kapasitas design), sehingga beban pemanasan di boiler amine regenerator juga tinggi.

Akan tetapi, apabila dilihat dari panas yang terserap oleh Hot-Oil system terhadap panas sumber flue gas (gas cerobong), maka panas T-OX terserap oleh WHRU sebesar 5,7% sedangkan pada design panas terserap sebesar 4,1%. Sehingga dapat dikatakan bahwa kondisi WHRU sedikit lebih besar panas yang diserap (beban panas lebih besar) dibandingkan dengan kondisi designnya. Dari hasil evaluasi tersebut dapat dikatakan bahwa kondisi operasi WHRU masih baik.

♦ **Rangkuman Evaluasi Peralatan di CPP Singa:**

Secara umum, suatu peralatan akan menghasilkan efisiensi optimum (baik) apabila dioperasikan pada kondisi beban operasi puncaknya sesuai design. Beberapa peralatan terutama pompa dan cooler di CPP Plant beroperasi pada kapasitas beban puncaknya karena mengikuti kapasitas operasi Amine System yang saat survey mencapai 107% kapasitas designnya. Sebagian peralatan seperti pompa lean amine, rich amine dan pompa hot oil bekerja pada beban relatif dibawah/lebih rendah dari kapasitas designnya. Cooler 31-HAL-201 BCB juga beroperasi pada beban rendah. Dengan beban operasi lebih rendah dari design, maka kecenderungan efisiensi peralatan akan turun.

Beberapa peluang konservasi energi masih bisa dilakukan pada peningkatan efisiensi peralatan rotary equipment adalah dengan memasang *variabel speed driver* (VSD) untuk pompa-pompa dan cooler yang beroperasi pada beban relatif rendah. Sedangkan pada unit peralatan thermal seperti WHRU adalah memeriksa kondisi penukar panas, yaitu di Heat exchanger WHRU dan unit reboiler Amine Regenerator system yang kemungkinan

terjadi pengotoran/fouling. Kegiatan pemeriksaan ini bisa dilakukan pada saat kegiatan *turn-around/overhaul*. Sedangkan pada unit GTG, yang beroperasi pada beban rendah, sehingga efisiensi (heat rate) GTG relatif lebih jelek dibandingkan referensi desainnya. Kondisi ini tidak bisa dirubah selain ada kenaikan beban kebutuhan listrik di plant.

4.3 Peluang Penghematan pada Performa Sistem dan Peralatan

Setelah melakukan evaluasi terhadap sistem dan peralatan diatas, maka dapat disusun beberapa peluang penghematan yang bisa dilakukan pada sistem dan peralatan di plant CPP Singa sebagai berikut:

4.3.1 Peluang Penghematan Energi pada Sistem di CPP Singa

Potensi yang bisa dilakukan penghematan energi pada sistem di plant CPP Singa adalah sebagai berikut:

- a. Penurunan Methane Loss di Amine System dengan :
 - melakukan perbaikan inner part inlet gas di kolom absorber sesuai dugaan hasil evaluasi;
 - Memeriksa kondisi properties kelarutan Methane dalam amine (MDEA), dengan action plan, apabila kelarutan CH₄ dalam MDEA yang digunakan saat ini cukup besar sebaiknya mengganti jenis amine (MDEA) yang digunakan.
- b. Menurunkan Pemakaian Fuel Gas di System T-Ox, dengan cara:
 - Penurunan Air Fuel Rasio Pembakaran (mengurangi excess air)
 - Pemanfaatan flue gas T-Ox untuk pemanasan udara pembakaran T-Ox
- c. Memperbaiki System Membran sekaligus menggunakan residu gas sebagai pengganti fuel gas yang berasal dari sales gas untuk keperluan:
 - Bahan Bakar GTG
 - Fuel Gas T-Ox
 - Fuel Gas Reboiler DHU
 - Gas H₂S Stripping

Berikut ini penjelasan dan perhitungan potensi/ peluang penghematan energi yang bisa dilakukan pada system di CPP Plant:

a. Penurunan Methane Loss di Amine System

Methane loss merupakan istilah terbawanya kandungan gas (komponen methane, CH₄) di dalam aliran acid gas menuju Thermal Oxidizer (untuk dibakar). Semakin besar %CH₄ yang terkandung dalam aliran acid gas ini, maka *methane loss* semakin besar.

Pada saat ini %CH₄ pada aliran acid gas sekitar 15%, secara bertahap diturunkan dengan melakukan perbaikan/optimasi proses didalam *amine system* sebagaimana diuraikan dalam sub bab 4.1. Diharapkan terjadi penurunan kandungan %CH₄ di dalam aliran *acid gas*. Dengan target awal %CH₄ sampai 12.5%-mole di acid gas, maka evaluasi penghematan energi yang bisa diperoleh adalah sbb.:

Tabel 4.3 Target Penghematan Energi dengan Menurunkan Methane Loss di Amine System

	exist	target
%CH ₄ in Acid Gas stream	22%	12.5%
flow acid gas to T-Ox (survey)	12.56	
CH ₄ flow	2.7632	1.570
CH ₄ flow bisa direduced ke acid gas	1.1932	mmcfd
dg %CH = 95% di aliran Sales Gas (SG), maka flow CH ₄ gas masuk SG :	1.2560	mmscfd

Dengan nilai kalor Sales Gas sebesar 977 btu/scf, sehingga peluang penghematan energi (PHE) yang bisa diperoleh adalah sebesar 1252 MMBTUD.

Seperti yang telah diuraikan pada sub bab 4.1 daripada *Amine system* diatas, bahwa untuk menurunkan % *methane loss* diperlukan beberapa perubahan proses yang memerlukan investasi cukup tinggi dengan memeriksa (membuka) kolom absorber dan melakukan perbaikan packing terutama pada inner part inlet gas yang diduga telah terjadi kerusakan/perubahan arrangement packing,

sehingga bisa dikatakan bahwa kategori investasi untuk penurunan *methane loss* pada *amine system* ini termasuk *High Cost* (biaya tinggi), namun dengan target hasil yang juga memperoleh penghematan yang cukup tinggi.

Berikut ini perhitungan nilai ((Rp.) penghematan energi yang bisa diperoleh dari perbaikan/optimasi proses di *amine system*:

Tabel 4.35. Nilai Penghematan dari Perbaikan/Optimasi Proses Amine System

Nilai Kalor PHE (dg HV 977 btu/scf)	1227.112	mmbtud
Hasil PHE (US\$) (price 5.2 US\$/mmbtu)	6380.9824	US\$/day
	2329058.576	US\$/year
	23290585760	Rp/year
Hasil PHE (Rp) (Rate 1 USD = Rp. 10000)	23.29	Milyar-Rp/ year

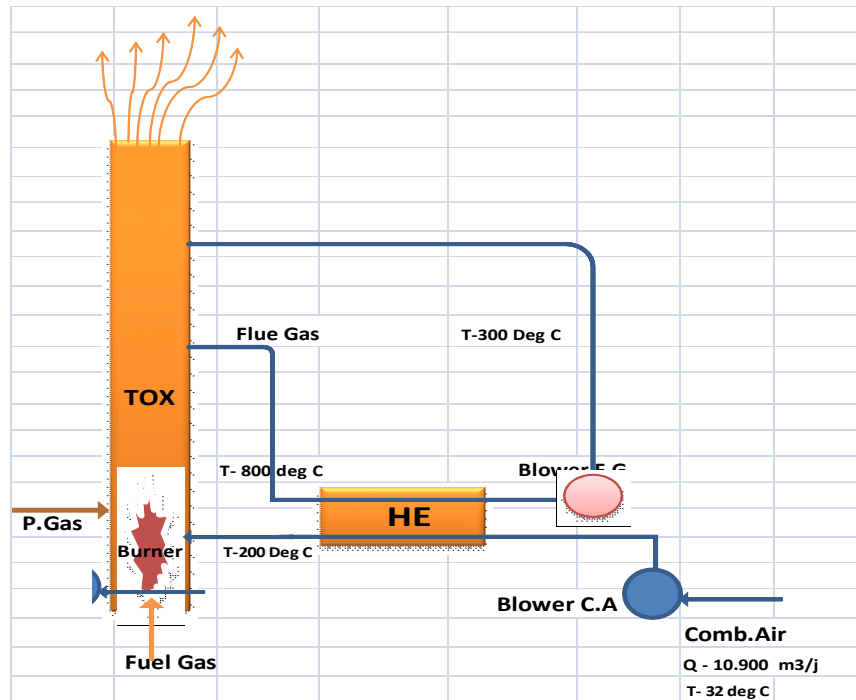
Dari hasil evaluasi nilai uang penghematan pada penurunan Methane loss di Amine system adalah sebesar 23,29 milyar-Rupiah per tahun.

b. Pemanfaatan Flue Gas untuk pemanasan udara pembakaran di T-Ox

Flue Gas TOX masih mempunyai temperatur yang tinggi (sekitar 1000 °C), sehingga masih mempunyai potensi untuk dimanfaatkan guna menurunkan penggunaan fuel gas. Saat ini sebagian kecil telah dimanfaatkan untuk pemanasan di hot oil guna memanaskan boiler pada regenerasi amine system. Salah satu yang mungkin dilakukan adalah memanfaatkan untuk pemanasan udara pembakaran yang besarnya 10.900 m³/jam. Udara pembakaran tersebut saat ini berasal dari blower langsung masuk ke ruang bakar, dengan temperatur sekitar 35 der C. Secara teori meningkatkan temperatur udara pembakaran masuk ke ruang bakar akan menurunkan penggunaan bahan bakar.

Untuk pemanfaatan panas flue gas ini perlu dipasang Heat Exchanger (HE) yang berfungsi memindahkan panas dari flue gas ke udara pembakaran. Karena konstruksi TOX yang tidak mungkin dirubah maka untuk pemanasan udara pembakaran ini, flue gas harus ditarik keluar dari sisi samping TOX dengan

menggunakan blower kemudian masuk ke HE dan lalu dikembalikan ke TOX bagian atas, seperti pemanfaatan untuk hot oil (lihat gambar di bawah).



Gambar 4.37 TOX system

Target peningkatan temperatur flue gas ditetapkan 200 °C, temperatur flue gas masuk HE diperkirakan 800 °C.

Tabel 4.36 perhitungan penghematan di TOX

Flow Combustio Air -	10900	m3/jam
Temperatur Combustion Air	35	der C
Target Temperatur Comb.Air	200	der C
Density Combustion Aie -	1.287	kg/m3
Cp Combustion Air -	0.238	kCal/kg
Temperatur Flue Gas masuk HE	800	der C
Temperatur Flue Gas Keluar HE	300	der. C
Density Flue Gas -	1.3	kg/m3
Cp Flue Gas -	0.25	kCal/kg
Efisiensi HE -	70	%
Heating Valu Fuel Gas -	980	BTU/Scf
Penambahan Panas Comb. Air	550,891.3	kCal/j
Panas yang diperlukan dari F.G	786,987.63	kCal/jam
Flow Flue Gas ke Heat Exch.	4,843.00	m3/j
Penurunan Fuel Gas ke TOX	2,230.69	Scf/H
Penurunan Fuel Gas ke TOX	0.05	MMCFD
Daya Motor Blower Flue Gas	100.00	kW

Dari tabel di atas diperoleh bahwa penghematan yang dapat di peroleh hanya sebesar 0,05 MMSCFD.Kategori pemanfaatan gas buang T-Ox untuk pemanasan udara bakar ini termasuk investasi Medium Cost dengan pengadaan ID Fan dan unit Heat Exchanger (WHRU-2) di systm Thermal Oxidizer.

Berikut ini perhitungan nilai (Rp.) penghematan energi yang bisa diperoleh:

**Tabel 4.37 Pemanfaatan Flue Gas utk Udara
Pembakaran T-Ox**

Flowrate Fuel gas reduced (mmscfd)	0.050	Mmscfd
Nilai Kalor yang bisa dihemat (mmbtud)	49.850	Mmbtud
Hasil PHE (US\$) (price 5.2 US\$/mmbtu)	259.22	US\$/day
	94615.3	US\$/year
	946153000	Rp/year
Hasil PHE (Rp) (Rate 1 USD = Rp. 10000)	946.15	juta-Rp/year

Dari hasil evaluasi nilai uang penghematan pada pemanfaatan gas buang T-Ox untuk pemanasan udara bakar adalah sebesar 946,15 juta-Rupiah per tahun.

c. Perbaikan System Membran dan Pemakaian Residu Gas untuk Fuel Gas

Peluang penghematan energy pada penggunaan residue gas membran untuk fuel gas tentunya adalah peningkatan alokasi sales gas, sehingga secara langsung adanya peningkatan kapasitas produksi plant CPP Singa. Sebagai persyaratan potensi penghematan energy pada pemakaian residu gas ini adalah perbaikan system membran yang berupa modifikasi gas pre-treatment membran dan penggantian beberapa module-sheet membran yang sudah efektifitasnya sudah sangat menurun. Tentu ini membutuhkan investasi yang tergolong besar, tetapi diimbangi dengan perolehan sales gas yang juga naik cukup tinggi dari 39,06 mmscfd menjadi 44,27 mmscfd (kenaikan sales Gas sekitar 5,21 mmscfd). Angka peningkatan sales gas tersebut adalah total dari system amine dan system membran. Potensi penghematan pada methane loss di amine system sudah dibahas dan dihitung di bagian a diatas, sehingga potensi penghematan yang berasal dari perbaikan membran system dan pemakaian residue gas adalah $(5,21 - 1,26)$ atau sebesar 3,95 mmscfd. Sehingga potensi penghematan energy sama dengan potensi kenaikan alokasi sales gas tersebut. Berikut ini perhitungan peluang penghematan yang terjadi dengan perbaikan membran system dan pemakaian residu untuk mengganti sebagian besar konsumsi fuel gas:

Tabel 4.38 Perbaikan System Membran dan Penggunaan Residu Gas utk Fuel Gas

Flowrate Sales Gas bertambah dari System Membran	3.950	mmscfd
Nilai Kalor Sales Gas Bertambah (mmbtud)	3,938.150	mmbtud
Penambahan Penjualan (US\$) (price 5.2 US\$/mmbtu)	20,478.38	US\$/day
	7474608.7	US\$/year
	74746087000	Rp/year
Potensi Penambahan revenue (Rp) (Rate 1 USD = Rp. 10000)	74.75	Milyar-Rp /year

Dari hasil evaluasi nilai penambahan revenue dari hasil peningkatan alokasi sales gas adalah sebesar 74,75 Milyar-Rupiah per tahun.

4.3.2 Peluang Penghematan Energi pada Peralatan di CPP Singa

Potensi yang bisa dilakukan penghematan energi melalui perbaikan performa peralatan di plant CPP Singa berasal peningkatan efisiensi GTG dan *rotary equipment*.

a. Peningkatan Efisiensi GTG

Efisiensi *Gas Turbin Generator* saat ini berada pada nilai Eff. 20% (heat rate sebesar 17063 BTU/kWh) sedangkan target desainnya adalah Eff. 28% (heat rate 12188 BTU/kWh), artinya kondisi saat ini GTG belum dioperasikan dengan efisien. Hal tersebut disebabkan kondisi beban kebutuhan listrik di plant CPP Singa belum terpakai sesuai rancangan/design sehingga beban GTG hanya sebesar 50% saja. Hal ini menimbulkan efisiensi GTG juga turun jauh.

GTG di CPP Singa saat ini dioperasikan dengan kondisi 2 unit x 50%-load GTG sehingga kedua GTG menghasilkan performa efisiensi yang rendah. Tetapi mempertimbangkan kehandalan proses plant, GTG tidak bisa dioperasikan pada kondisi 1 unit x 100%-load GTG karena apabila terjadi trip/black out akan mengakibatkan *force majeure* bagi proses (terjadi *emergency shutdown*).

Peluang penghematan di GTG adalah dengan "trial" menggunakan bahan bakar campuran antara Fuel Gas dengan Residue gas (produk membran masih memiliki konsentrasi %CO₂ sebesar 17% saat ini, tetapi dengan perbaikan di sistem membran bisa menurun menjadi 15% yang merupakan spesifikasi design membran). Berikut ini simulasi perhitungan pencampuran bahan bakar gas di GTG:

Misalkan akan mencampur *residue gas* dari *membran system* dengan fuel gas yang diperlukan di *gas turbine generator* (GTG) dengan porsi 70%-fuel gas dan 30%-residue gas.

Tabel 4.39 Evaluasi Pencampuran Bahan Bakar pada GTG

GTG (mix BBG) 70% fuel gas – 30% residue

	Kondisi	unit
Flow BBG consumed GTG (2 GTG x 0.78 mmscfd)	1.56	
%CH ₄ average Fuel Gas (BBG)	95.10%	
Nilai Kalor Fuel Gas (existing)	977	btu/scf
Energy to GTG	1524.12	mmbtud
Simulasi mix BBG:		
70% fuel gas	1066.884	mmbtud
30% residue gas *)	457.236	mmbtud
Kebutuhan flow gas masing-masing:		
- Fuel gas	1.1483	mmscfd
- Residue gas	0.5420	mmscfd
Fuel gas consumed bisa dikurangi sbg BBG ke GTG	0.4117	mmscfd

*) %CH₄ average di permeate sesuai data per 26-Jul-2013 adalah 82,12%-CH₄ dan %CO₂ = 17,11% sehingga nilai kalor residue gas adalah sekitar 843.65 btu/scf

Dengan mencampur *fuel gas* dan *residue gas* untuk mesin GTG, maka campuran tersebut akan berubah dengan komponen %CO₂ akan naik karena komposisi gas memiliki %CO₂ lebih tinggi. Berikut ini perubahan komposisi campuran fuel gas + residue gas (BBG) untuk GTG:

Tabel 4.40 Perubahan Komposisi Gas Residu Gas

Kondisi CO₂ di dalam BBG ke GTG

%CO ₂ di residue gas :	15.00%	<i>New condition</i>
flow residue gas dibutuhkan ke GTG	0.5420	mmscfd
flow CO ₂ ke GTG dari residue gas	0.0813	mmscfd
%CO ₂ di FG	6.00%	<i>New condition</i>
flow fuel gas dibutuhkan ke GTG	1.1483	mmscfd
flow CO ₂ ke GTG dari fuel gas	0.0689	mmscfd
Total CO ₂ masuk ke GTG	0.1502	mmscfd
%CO ₂ masuk ke GTG (mix)	8.89%	

Dengan kondisi kandungan %CO₂ yang semula adalah 7% menjadi **8,89%** ini perlu dilakukan kajian dan konsultasi lebih lanjut dengan

vendor *Solar Gas Turbine* (merk. GTG di CPP Singa) apakah campurandengan kondisi komponen CO₂ sedikit lebih tinggi dari saat ini (existing) tersebut tidak mempengaruhi material dari *combuster* dan *turbin blade* di sistem GTG.

Berikut ini perhitungan nilai ((Rp.) penghematan energi yang bisa diperoleh dari penurunan kombinasi (campuran) BBG utk GTG tersebut apabila bisa diimplementasikan:

Tabel 4.41 Nilai Penghematan akibat Penurunan Campuran BBG untuk GTG

Nilai Kalor PHE (dg HV sales gas = 977 btu/scf)	402.27	mmbtud
Hasil PHE (US\$) (price 5.2 US\$/mmbtu)	2091.78	US\$/day
	763499.18	US\$/year
	7,634,991,796	Rp/year
Hasil PHE (Rp) (rate 1 USD. = Rp. 10000)	7.63	Milyar-Rp/year

Dari hasil evaluasi nilai uang penghematan pada pencampuran/kombinasi bahan bakar gas utk GTG di CPP Singa adalah sebesar 7,63 Milyar-Rupiah per tahun. Investasi yang dilakukan untuk mengubah pola BBG utk GTG ini tidak terlalu besar (investasi berupa modifikasi jalur pipa residue gas untuk masuk (mix) ke jalur inlet Gas Turbin Generator) sehingga bisa dikategorikan sebagai *Medium Cost Investation*.

b. Peningkatan Efisiensi Pompa Electric Motor

Pada evaluasi sebelumnya, beberapa pompa di CPP Singa memiliki efisiensi sedikit lebih dibandingkan nilai targetnya. Berikut ini evaluasi peluang penghematan yang bisa dilakukan pada pompa-pompa di plant CPP Singa:

b.1 Pompa *Lean amine* (35-PBA-334 A/B)

Tabel 4.42 Peluang Penghematan Energi di Pompa *Lean amine*

Pompa <i>Lean amine</i> (35-PBA-334 A/B)	Exist	target
Konsumsi listrik (kW) pompa – existing	290.13	
Efisiensi pompa	50.99%	
Target Efisiensi sesuai design		74%

Mechanical work pompa	147.94	
Konsumsi listrik (kWh) pompa – target		199.92
Penghematan Energi Listrik (kW)	90.22	
Penghematan Energi Listrik (kWh/tahun)	790287.63	

Dengan melakukan peningkatan performa pompa *Lean amine*, maka diperoleh peluang penghematan energi listrik sebesar 790,2 MWh/tahun.

Berikut ini perhitungan nilai ((Rp.) penghematan energi yang bisa diperoleh dari peningkatan efisiensi (performa) pompa *Lean amine* di CPP Singa:

Tabel 4.434 Nilai Penghematan Energi akibat Peningkatan Performa Pompa *Lean amine*

	Kondisi	Unit
Heat rate GTG saat ini	17063	BTU/kWh
Penghematan Energi (gas) utk pompa <i>Lean amine</i>	13484.68	MMBTU/y
Hasil PHE (US\$) (price 5,2 US\$/mmbtu)	70120.336	US\$/year
Hasil PHE (Rp) (price 10000/US\$)	701203360	Rp./year
	701.203	juta-Rp/year

Dari hasil evaluasi nilai uang penghematan pada peningkatan efisiensi/performa pompa *Lean amine* (35-PBA-334 A/B), nilai investasi pengadaan variable speed driver (VSD) dengan ukuran 330 kVA cukup besar (diatas 1 milyar rupiah), sehingga bisa dikategorikan sebagai *Medium Cost Investation*.

b.2 Pompa *Rich amine* (35-PBA-333 A/B)

Tabel 4.44 Peluang Penghematan Energi di Pompa *Rich amine*

Pompa <i>Rich amine</i> (35-PBA-333 A/B)	Exist	target
Konsumsi listrik (kW) pompa – existing	22.95	
Efisiensi pompa	53.5%	
Target Efisiensi sesuai design		72.5%
Mechanical work pompa	12.28	

Konsumsi listrik (kWh) pompa – target		16.93
Penghematan Energi Listrik (kW)	6.01	
Penghematan Energi Listrik (kWh/tahun)	52666.28	

Dengan melakukan peningkatan performa pompa *Lean amine*, maka diperoleh peluang penghematan energi listrik sebesar 52,6 MWh/tahun.

Berikut ini perhitungan nilai ((Rp.) penghematan energi yang bisa diperoleh dari peningkatan efisiensi (performa) pompa *Rich amine* di CPP Singa:

Tabel 4.45 Nilai Penghematan Energi akibat Peningkatan Performa Pompa *Rich amine*

	Kondisi	Unit
Heat rate GTG saat ini	17063	BTU/kWh
Penghematan Energi (gas) utk pompa <i>Lean amine</i>	898.64	MMBTU/y
Hasil PHE (US\$) (price 5,2 US\$/mmbtu)	4672.928	US\$/year
Hasil PHE (Rp) (price 10000/US\$)	46729280	Rp./year
	46.73	juta-Rp/year

Dari hasil evaluasi nilai uang penghematan pada peningkatan efisiensi/performa pompa *Rich amine*(35-PBA-333 A/B), nilai investasi ini kecil (memasang VSD ukuran pompa rich amine kapasitas 30 kVA) sekitar 250 juta-rupiah (< 1 milyar rupiah) bahkan bisa saja merupakan kegiatan rutin perawatan sehingga bisa dikategorikan sebagai *Low Cost Investation*.

b.3 Pompa Hot oil Circulation (41-PBE-369 A/B/C)

Tabel 4.46 Peluang Penghematan Energi di Pompa Sirkulasi Hot Oil

Pompa Hot Oil Circ.Pump (41-PBE-369 ABC)	exist	target
Konsumsi listrik (kW) pompa - existing	121.09	
Efisiensi pompa	53.1%	
Target Efisiensi sesuai design		67.5%
Mechanical work pompa	64.24	
Konsumsi listrik (kWh) pompa - target		95.24
Penghematan Energi Listrik (kW)	25.85	
Penghematan Energi Listrik (kWh/tahun)	226462.87	

Dengan melakukan peningkatan performa pompa *Lean amine*, maka diperoleh peluang penghematan energi listrik sebesar 226,5 MWh/tahun.

Berikut ini perhitungan nilai ((Rp.) penghematan energi yang bisa diperoleh dari peningkatan efisiensi (performa) pompa Hot Oil Circulation Pump di CPP Singa:

Tabel 4.47 Nilai Penghematan Energi akibat Peningkatan Performa Pompa
Hot Oil Circulation

	Kondisi	Unit
Heat rate GTG saat ini	17063	BTU/kWh
Penghematan Energi (gas) utk pompa <i>Lean amine</i>	3864.14	MMBTU/y
Hasil PHE (US\$) (price 5.2 US\$/mmbtu)	20093.53	US\$/year
Hasil PHE (Rp) (price 10000/US\$)	200935300	Rp./year
	200.94	juta-Rp/year

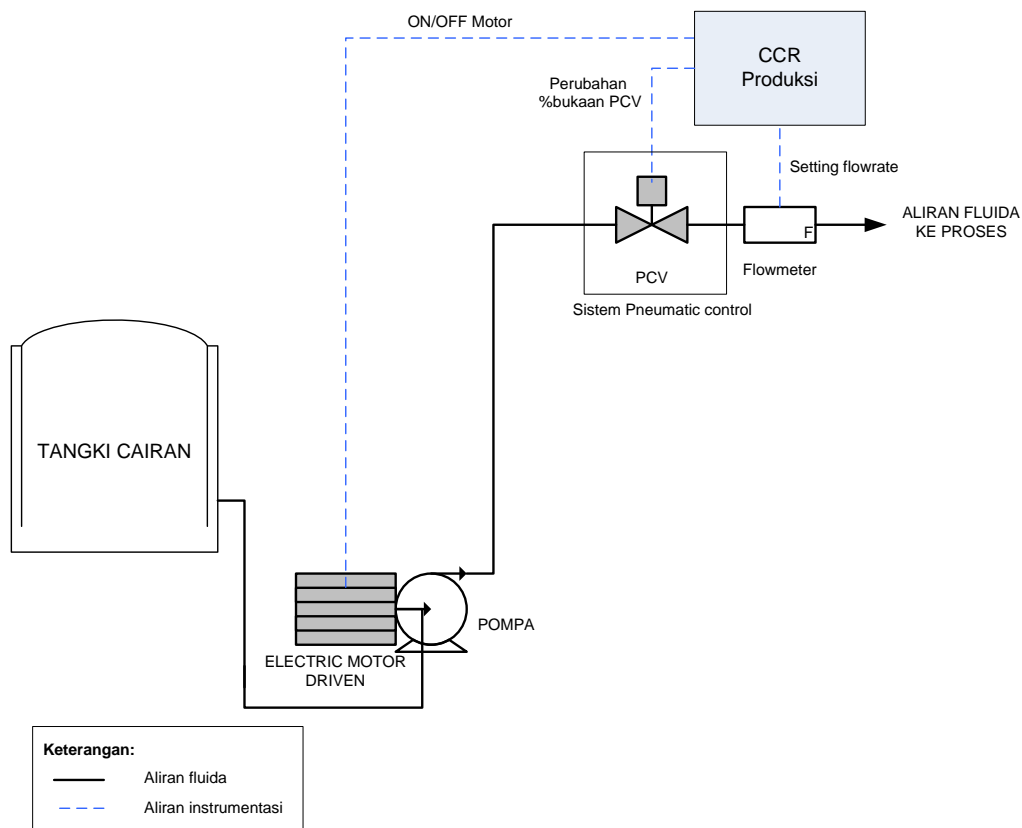
Dari hasil evaluasi penghematan pada peningkatan efisiensi/ performa pompa Hot Oil Circulation Pump (41-PBE-369 A/B/C), nilai investasi untuk pemasangan VSD dengan kapasitas 150 kVA tergolong biaya kecil (< 1 milyar rupiah) bahkan bisa saja merupakan kegiatan rutin perawatan sehingga bisa dikategorikan sebagai *Low Cost Investation*.

Catatan Pemasangan VSD pada Pompa dan Inlet Cooler:

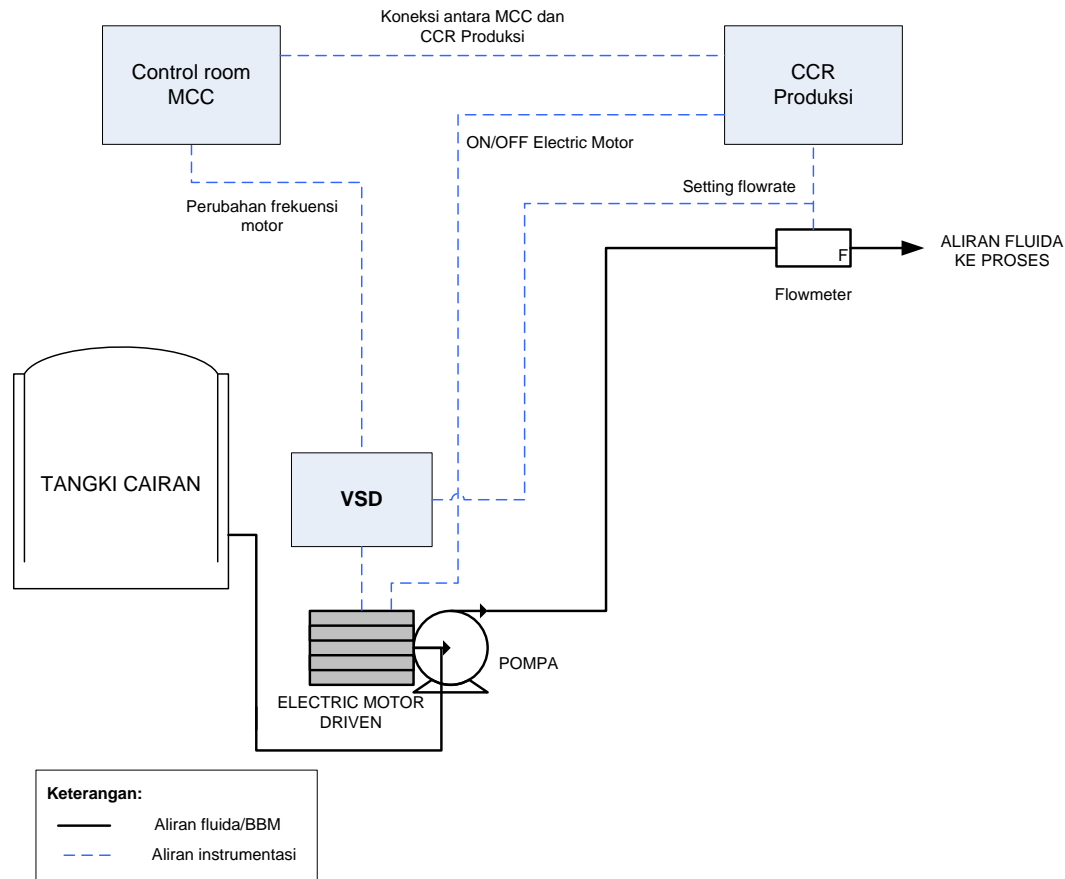
Pemasangan Variable Speed Driver (VSD) pada peralatan Pompa dan Cooler akan merubah sistem control yang cukup berefek besar pada operasi di plant CPP Singa. Saat ini (existing) sistem kontrol proses aliran fluida pada pemompaan dilakukan dengan menggunakan *pneumatic control valve* (PCV), dimana seluruh aktifitas setting (pengaturan) operasi dan reporting dilakukan didalam sistem DCS yang ada di kontrol room produksi (operation), sedangkan apabila sistem diganti dengan VSD control pada pompa, maka pengaturan proses dilakukan di 2 (dua) lokasi, yaitu untuk setting VSD dilakukan di kontrol room MCC (panel listrik) karena yang diatur adalah frekuensi listrik yang digunakan untuk motor driven pompa,

sedangkan untuk kepentingan operation (produksi) dilakukan di control room CCR produksi (setting dan operasi pompa). Tentunya hal ini ada perubahan sistem kontrol secara keseluruhan pada sistem DCS yang telah diset-up selama ini (existing). Dengan pertimbangan tersebut, maka pada penerapan VSD pada pompa di CPP Singa diperlukan studi reliability operasi sebelum diimplementasikan.

Berikut ini gambaran proses sistem pengaturan aliran fluida pada pompa dengan Pneumatic Control Valve (PCV) dan dengan Sistem Variable Speed Driver (VSD):



Gambar 4.38 Sistem PCV

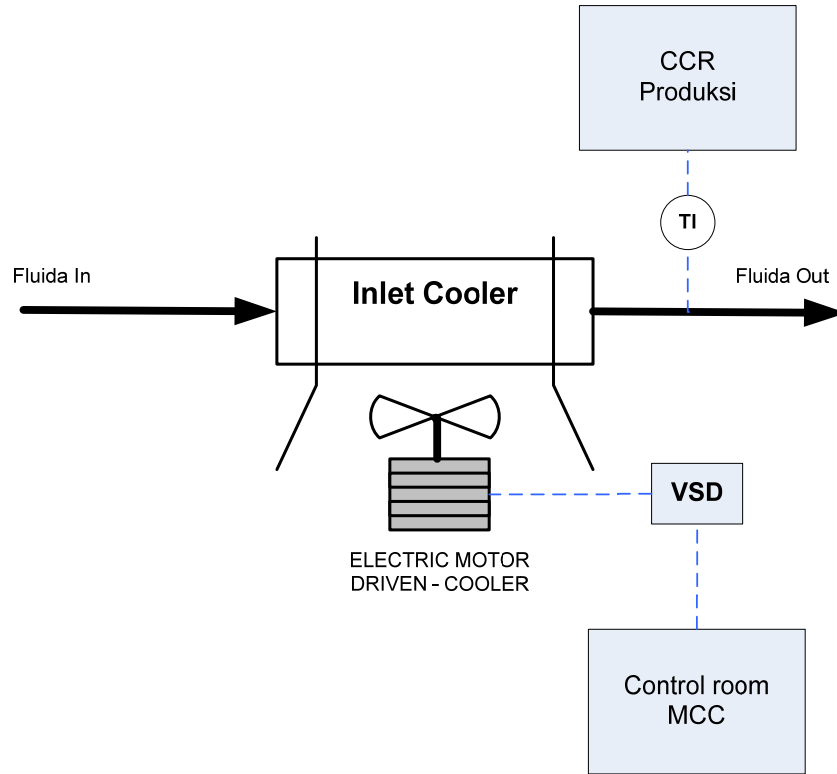


Gambar 4.39 Sistem VSD dengan prinsip pengaturan frekuensi motor driven Pompa

Untuk pemasangan VSD pada peralatan Inlet Cooler, implementasi bisa dilakukan secara lebih sederhana dibandingkan untuk pompa karena pengaturan kecepatan (frekuensi) motor cooler di CPP Singa saat ini (existing) yang menggunakan damper (bukaan fan), bisa diganti dengan sistem open *full damper* (posisi blade fan pada 100% bukaan), tetapi diatur dengan VSD (putaran rpm motor) yang bisa dipasang secara lokal di plant. Proses pengaturan dilakukan dengan sistem komunikasi antar operator lapangan dengan operator CCR Produksi. Hal ini bisa dilakukan karena kebutuhan perubahan setting bukaan damper tidak terlalu sering seperti halnya setting flow proses di sistem amine.

Dengan demikian pemasangan VSD untuk Inlet Cooler di CPP Plant bisa langsung diimplementasikan saat kegiatan *Turn Around* (TA)/ Overhaul.

Berikut ini gambaran system VSD yang dipasang di peralatan Inlet Cooler:



Gambar4.40 Aplikasi System VSD pada Peralatan Inlet Cooler