

ANALISIS EKSERGI PADA UNIT DISTILASI ATMOSFERIK DAN VAKUM MINYAK BUMI

EXERGY ANALYSIS OF A CRUDE OIL ATMOSPHERIC AND VACUUM DISTILLATION COLUMN

Ahmad Zikri

Staf Pengajar Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Sriwijaya
Jl. Srijaya Negara Bukit Besar, Palembang 30139,
E-mail : ahmad.zikri@polsri.ac.id

ABSTRACT

The atmospheric and vacuum distillations are the first plant in a crude oil refinery, in which several intermediate product are obtained through distillation of the crude oil mixture. To increase the thermodynamic efficiency, we need to use both the temperature-enthalpy and exergy losses together. It is important to determine the exergy losses profiles and to analyze the distribution losses in all stage of distillation column. Aspen Plus software is used as assistance to simulate changes in the given circumstances. The results of the exergy and exergoeconomic analyses are presented in this paper. The important unit in this analysis are distillation column operating conditions, crude heating furnace, and supporting Heat Exchanger. In this study, atmospheric and vacuum distillation columns at refineries UP-III-Plaju Indonesia become the case study. The proposed method is to condition the feed temperature limits vary with the quality of the resulting products were unchanged. The fuel requirement would be decreased, as well as the temperature which is result by crude heating furnace. In atmospheric distillation column, about 0.6 % (0.25 T/D) and 20.8 % (8.9 T/D) for vacuum distillation is direct fuel can be derived. With this analysis we can save operating cost approximately 1.4 million U.S. \$ per year.

Keyword : Atmospheric and Vacuum Distillation Column, Exergy, Aspen Plus

PENDAHULUAN

Analisis eksergi merupakan metode yang menggunakan prinsip konservasi massa dan energi secara bersama-sama dengan hukum termodinamika pertama dan kedua sebagai disainnya, analisis dan perbaikan sistem energi merupakan tujuannya. Eksergi didefinisikan sebagai jumlah maksimum kerja yang dapat diperoleh pada perubahan proses secara reversible dalam keadaan kesetimbangan dengan lingkungan. (Kotas, 1995). Lingkungan merupakan sistem kesetimbangan terbesar, di mana kondisi variabel (T_0 dan P_0) dan potensi kimia dari komponen kimia yang terkandung di dalamnya tetap konstan ketika berada pada panas proses termodinamikanya dan materi dipertukarkan antara sistem dan lingkungan ini. Lingkungan bebas dari irreversibilitas nilai ekserginya sama dengan nol.

1. Analisis Eksergi pada Kolom Distilasi

Eksergi didefinisikan sebagai jumlah maksimum kerja yang dapat diperoleh pada perubahan proses secara reversible dalam keadaan kesetimbangan dengan lingkungan. (Kotas, 1995). Sedangkan Energi merupakan selisih antara energi dan eksergi atau dengan kata lain Energi = Energi + Eksergi. Dengan demikian dapat dikatakan, bahwa apa yang sehari-hari disebut sebagai "Energi", pada dasarnya merupakan eksergi dan eksergi inilah yang merupakan jumlah energy yang dimanfaatkan

menjadi kerja. Pada proses distilasi minyak mentah mengkonsumsi energi yang intensif. Energi yang dapat dihemat walau relatif kecil pada proses distilasi akan memiliki dampak ekonomi yang luar biasa (Smith, 2010).

Karenanya kemampuan analisis termal sangatlah berguna dalam mengidentifikasi target disain yang sebenarnya dibutuhkan. Perhitungan eksergi didasarkan pada penentuan entalpi dan entropi (Rivero, 1997). Sehingga metode umum yang digunakan untuk analisis energi kolom distilasi adalah dengan menerapkan keseimbangan eksergi di sekitar kolom, di mana kerugian eksergi (*exergy losses*) dapat dihitung dengan selisih antara eksergi yang masuk dan keluarnya. *Exergy losses* suatu sistem dapat dibagi dalam dua. Pada satu sisi dihasilkan dari irreversibilitas dalam sistem (*internal losses*) dan dibagian lain dihasilkan dari pelepasan eksergi ke lingkungan (*external losses*).

Dalam analisa eksergi, metode yang digunakan untuk mengurangi hilangnya eksergi diantaranya : merubah-ubah lokasi umpan (*feed*) kolom, penyesuaian *reflux ratio*, pengkondisian feed, pengkondisian reboiler dan kondenser, dan juga pengaturan split stream pada *pump-arounds* (Dhole dan Linnhoff, 1993).

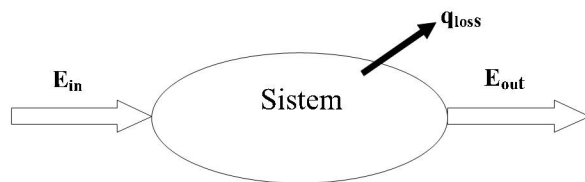
2. Perhitungan Eksergi

Terdapat 2 jenis klasifikasi dari eksergi, yaitu eksergi fisik dan kimia. Eksergi fisik dari aliran

materi didefinisikan sebagai kerja maksimum (energi yang berguna) yang dapat diperoleh dari proses untuk mencapai keadaan fisik ekuilibrium (suhu dan tekanan) terhadap lingkungan (Rivero 1993).

$$Ex_f = n(\Delta H - T_0 \Delta S) \\ = M_i [(H - H_0) - T_0(S - S_0)]$$

di mana n atau M_i adalah aliran molar, mol/s. Entalpi dan entropi dari substansi harus dievaluasi pada suhu dan kondisi tekanan (T, P) dan pada suhu dan tekanan lingkungan (T_0, P_0).

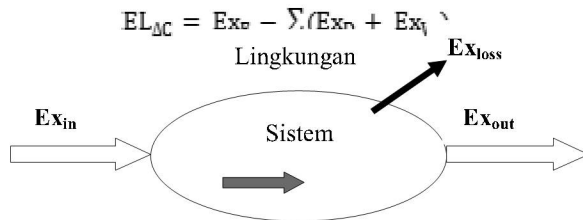


$$E_{out} = E_{in} - q_{loss} \quad \text{dan} \\ Ex_{out} < E_{out} \quad (\text{Penggunaan Energi Minimum})$$

3. Analisis Eksergi pada Kolom Distilasi

Sumber utama ireversibilitas dalam kolom distilasi adalah transfer massa antara fase, perpindahan panas di reboiler, perpindahan panas di kondensor, perpindahan panas di dalam kolom, kehilangan panas kolom melalui permukaan eksternal kolom, friksi cairan dan konduksi perpindahan panas sepanjang kolom. (Rivero, 2004)

- a) *Exergy losses* akibat perpindahan massa
Exergy losses yang disebabkan oleh transfer massa dapat dinyatakan sebagai perbedaan jumlah eksergi massa yang masuk ke kolom dan arus output yang dihasilkan dari perubahan konsentrasi.



$$Ex_{out} = Ex_{in} - Ex_{loss} - Ex_{destruksi}$$

Gambar 1. Konsep Energi dan Eksergi

Sedangkan eksergi kimia didefinisikan sebagai kerja maksimum (energi yang berguna) yang dapat diperoleh dari proses untuk mencapai keadaan ekuilibrium kimia (komposisi) dengan lingkungan :

$$Ex_q = \sum_i y_i Ex_q = (H - H_0) - T_0(S - S_0)$$

di mana y_i adalah koefisien stoikiometri dari struktur molekul, entalpi, dan entropi yang dievaluasi pada komposisi kimia dari substansi (X) dan komposisi kimia (X_0) produk yang bereaksi dengan komponen lingkungan. Entalpi dan entropi untuk aliran dan komposisi lingkungan dievaluasi pada suhu dan tekanan yang sama, pada kondisi lingkungan (T_0, P_0). (Rivero, 1997)

Perubahan eksergi yang dialami campuran dapat dijelaskan dengan (Dincer, 2007) :

$$\Delta Ex = \Delta H - T_0 \Delta S \\ = \sum_i^{stage} q_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) - T_0 \Delta S_{irrev}$$

$$Irr = \sum Ex_{input} - \sum Ex_{output} = Ex_{tte} - Ex_{tts} + T_0 \Delta S$$

- b) *Exergy losses* pada kondenser
Exergy losses yang disebabkan oleh perpindahan panas di kondensor dapat dihitung melalui hubungan :

$$EL_{cond} = Q_C \left(1 - \frac{T_0}{T_P}\right)$$

Q_C adalah tingkat perpindahan panas di dalam kondensor.

- c) *Exergy losses* pada reboiler
Exergy losses dalam reboiler dapat diperoleh dari persamaan :

$$EL_{reb} = Q_W \left(1 - \frac{T_0}{T_W}\right)$$

Q_W adalah tingkat perpindahan panas dalam reboiler tersebut.

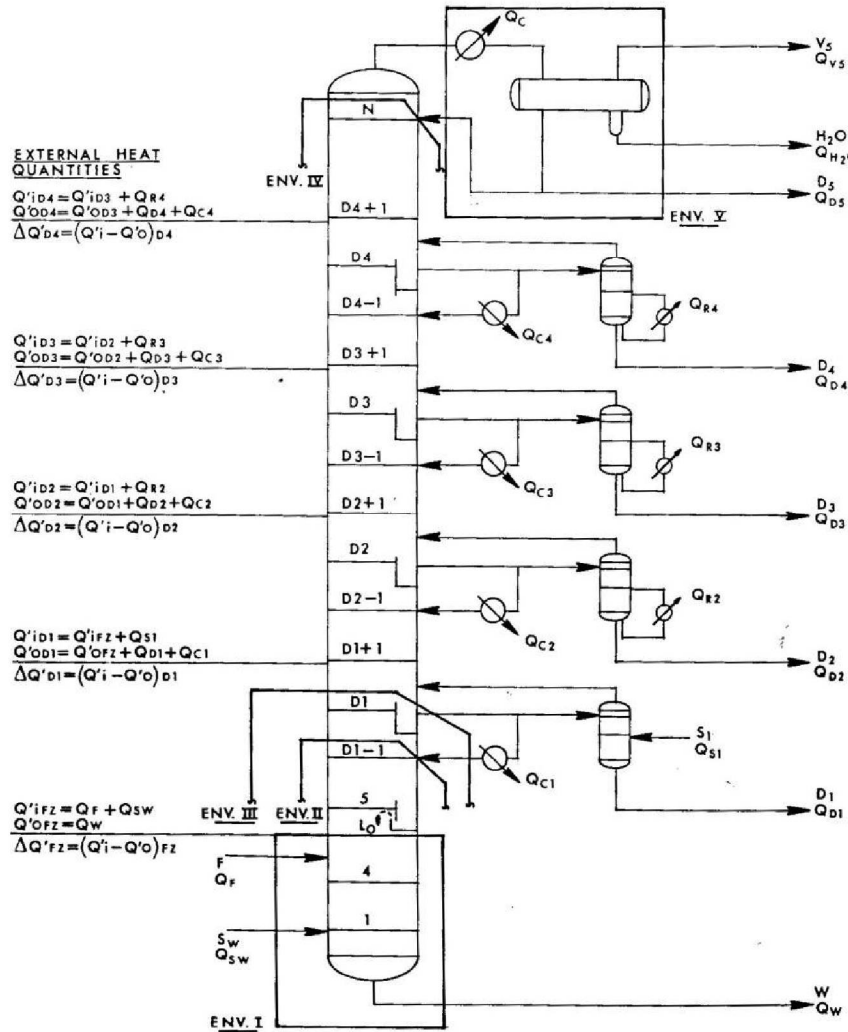
- d) *Exergy losses* akibat aliran perpindahan panas
 Ada aliran kompleks di dalam kolom yang mengalami perpindahan panas dan massa secara bersamaan. Fenomena perpindahan massa dan perpindahan panas mengalir di dalam kolom, karena kompleksitas proses dan terus simultannya aliran penguapan dan kondensasi dalam kolom

menyebabkan perhitungan perpindahan panasnya menjadi sangat kompleks.

Karena eksergi adalah fungsi keadaan, masalah di atas tidak menjadi masalah dalam perhitungan *exergy losses*. Maka :

Log mean temperature (LMTD) dapat dihitung dengan :

$$\bar{T} = \frac{T - T_{Feed}}{\ln T/T_{Feed}}$$



Gambar 2. Model Distribusi Perpindahan Panas pada Kolom Distilasi

$$EL_{\Delta T} = EL_{\Delta TW} + EL_{\Delta TD} = W \sum_{i=1}^n x_{iW} H_{iW} - F \sum_{i=1}^n x_{iD} H_{iD} - H_{iW}$$

$$EL_{\Delta TW} = \Delta H_{F-W} \left(1 - \frac{T_o}{\bar{T}_{F,W}} \right) \quad \Delta H_{F-D} = H_D - H_F$$

$$EL_{\Delta TD} = \Delta H_{F-D} \left(1 - \frac{T_o}{\bar{T}_{F,D}} \right) = D \sum_{i=1}^n x_{iD} H_{iD} - F \sum_{i=1}^n x_{iD} H_{iD}$$

e) *Exergy losses* akibat hilangnya panas

Perbedaan suhu antara permukaan kolom dan lingkungan menyebabkan perpindahan panas yang tidak diinginkan di antara mereka terjadi. Kerugian ini dapat dikurangi dengan mengisolasi permukaan luar kolom. Tingkat hilangnya panas pada permukaan kolom dapat dihitung melalui selisih gradien suhu antara di dalam dan luar kolom dibanding hambatan total yang dimiliki kolom :

$$EL_{q_{loss}} = \frac{\Delta T_{overall}}{\sum R}$$

Maka didapat *exergy losses* total :

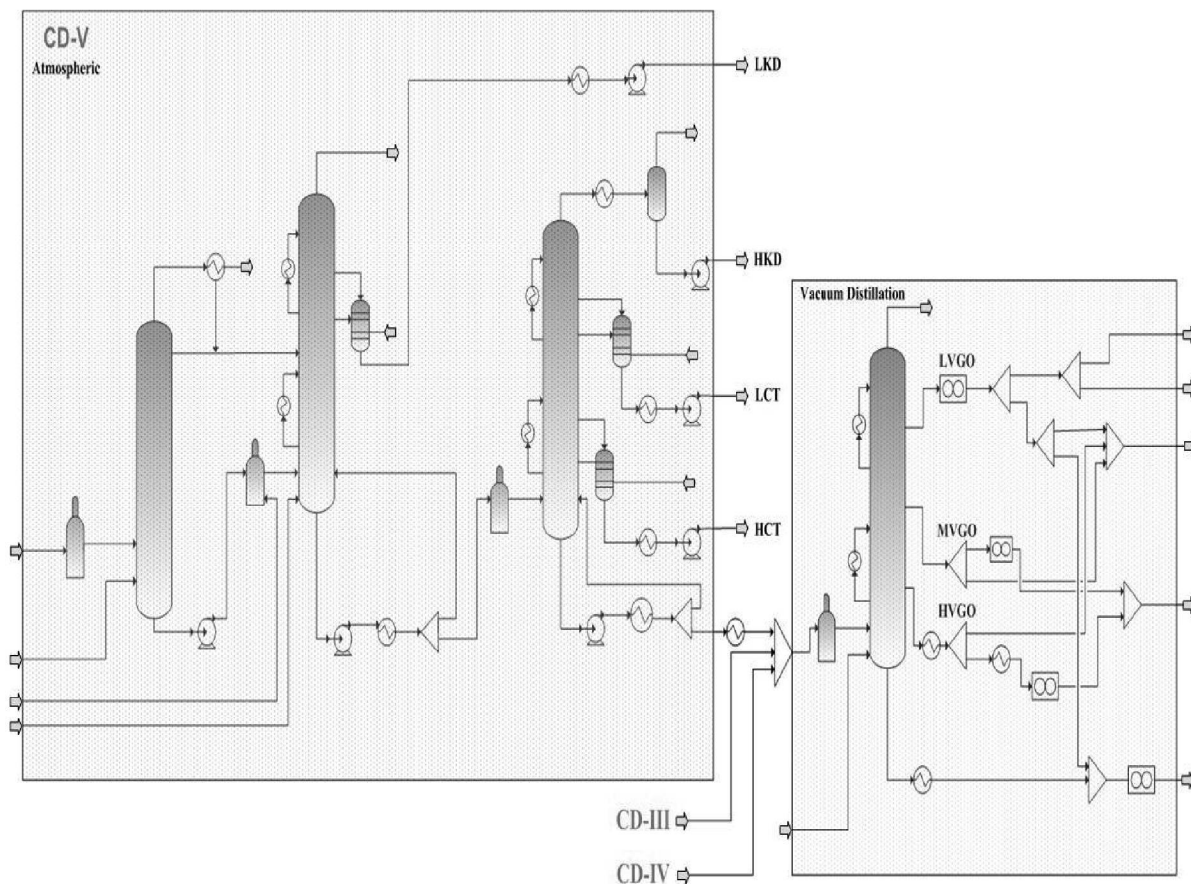
$$EL_{total} = EL_{\Delta C} + EL_{cond} + EL_{reb} + EL_{\Delta TD} + EL_{\Delta TW} + EL_{q_{loss}}$$

METODE PENELITIAN

Metode yang digunakan dalam penelitian ini adalah studi kasus, di mana data yang perlu dipersiapkan dan diambil mengikuti data operasional

kolom distilasi yang diperoleh dari unit distilasi atmosferik dan vakum PT Pertamina UP III, Plaju, Sumatera Selatan, Indonesia. Dengan jumlah aliran umpan minyak mentah ke kolom distilasi atmosferik sebesar 3833,21 ton/hari dan 7010 ton/hari. Diperlukanlah software pendukung kolom distilasi yang diperoleh dari unit distilasi atmosferik dan vakum Pertamina UP III, Plaju, Sumatera Selatan, Indonesia. ntuk mensimulasikan proses ini yaitu Aspen Plus, untuk memperoleh keadaan *exergy losses* minimum pada ke dua kolom tersebut.

Yang menjadi variabel proses pada penelitian ini berupa COT (*Combined Outlet Temperature*), temperatur keluaran furnace yang akan masuk ke kolom. Penurunan temperatur yang dilakukan diharapkan terjadinya penghematan bahan bakar yang digunakan dalam pemanasan di *furnace* kolom. Batasan simulasi ini adalah dengan tidak terjadinya perubahan komposisi produk dari masing-masing kolom.



Gambar 3. Flowsheet Simulasi Proses Kolom Distilasi Atmosferik dan Vakum pada Aspen Plus

HASIL DAN PEMBAHASAN

Pengurangan COT (*Combined Outlet Temperature*) Furnace yang dilakukan bertujuan untuk mengurangi penggunaan *Direct Fuel* pada furnace itu sendiri. Pada distilasi atmosferik, simulasi dimulai dengan COT yang sama dengan kondisi operasional saat *Plant Test* CDU 2010, yaitu COT = 320 °C (Plant Test Pertamina, 2010). Setelah dilakukan penurunan COT furnace pada simulasi, didapatkanlah temperatur akhir dengan COT = 316 °C. Sedangkan untuk distilasi vakum, simulasi juga dimulai dengan COT yang sama dengan kondisi operasional saat *Plant Test* HVU 2010, yaitu COT = 360 °C dan penurunan akhir dengan COT = 345 °C.

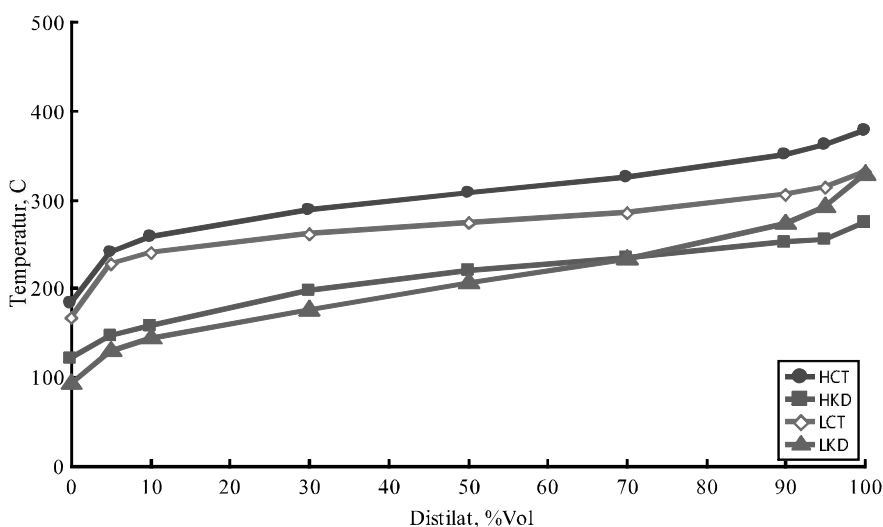
Sekitar 4 °C untuk CDU dan 15 °C untuk HVU yang dapat kita lakukan penurunan temperaturnya. Dari batasan penurunan temperatur tersebut, dihasilkanlah profil *exergy losses* yang sama pada masing-masing kolom. Ini berarti kualitas produk yang akan dihasilkan tidak terjadi perubahan. Untuk membuktikannya, maka kita lakukanlah analisis produk-produk yang dihasilkan kolom, baik itu berupa kuantitas maupun kualitasnya dan itupun telah tervalidasi. Spesifikasi produk sebelum dan sesudah proses optimasi dilakukan pada kolom distilasi atmosferik (CDU) ditunjukkan pada tabel 1 dan 2. Sedangkan untuk kolom distilasi vakum (HVU) pada tabel 3 dan 4.

Tabel 1. Spesifikasi Produk CDU pada COT = 320 °C

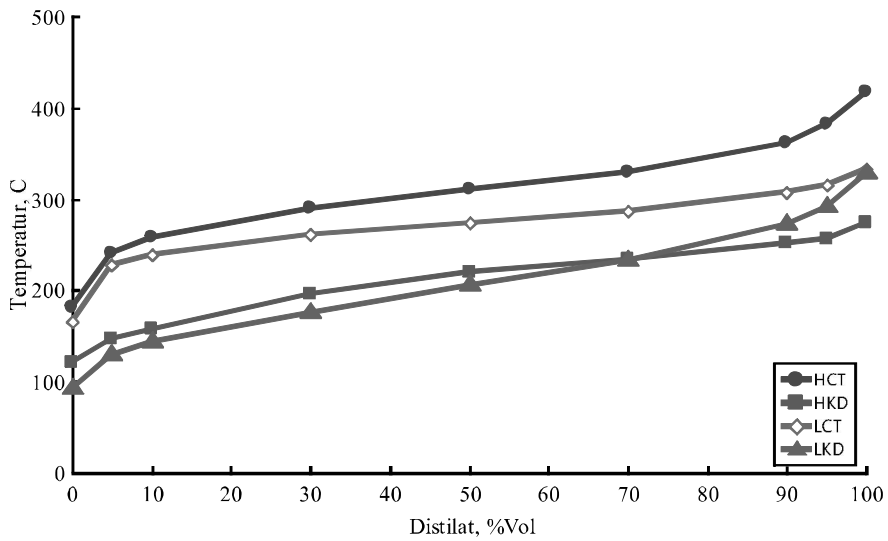
Metode	Produk			
	HCT	HKD	LCT	LKD
API Gravity	32.6	42.5	35.8	43.3
ASTM D86				
0%	221.1	158.7	201.9	133.4
5%	257.6	173.7	237.2	156.8
10%	273.3	179.9	252.5	166.7
30%	290.8	205.4	263.6	185.8
50%	302.7	219.6	270.2	205.1
70%	314.0	229.1	278.0	225.3
90%	333.1	240.8	293.1	259.4
95%	345.9	251.0	305.0	283.0
100%	358.8	261.2	316.8	306.6

Tabel 2. Spesifikasi Produk CDU pada COT = 316 °C

Metode	Produk			
	HCT	HKD	LCT	LKD
API Gravity	32.2	42.6	35.8	43.3
ASTM D86				
0%	220.1	158.4	200.7	133.4
5%	257.5	173.4	236.5	156.8
10%	273.7	179.5	251.9	166.7
30%	292.4	204.8	263.5	185.8
50%	305.3	219.3	270.4	205.1
70%	317.8	229.0	278.5	225.3
90%	344.9	241.1	294.0	259.4
95%	368.2	251.5	306.3	283.0
100%	391.6	262.0	318.6	306.6



Gambar 4. Kurva *True Boiling Point* (TBP) Produk CDU pada Kondisi Awal COT = 320 °C



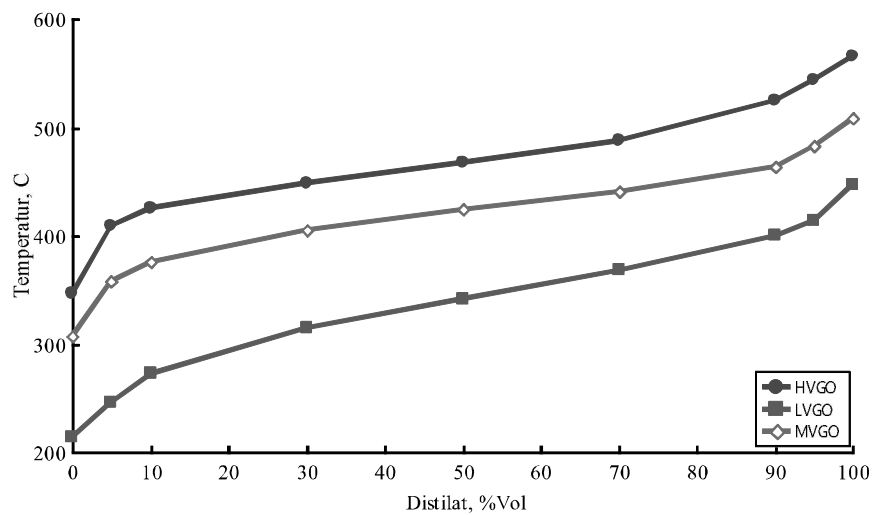
Gambar 5. Kurva True Boiling Point (TBP) Produk CDU Setelah Optimasi pada COT = 316 °C

Tabel 3. Spesifikasi Produk HVU pada COT = 360 °C

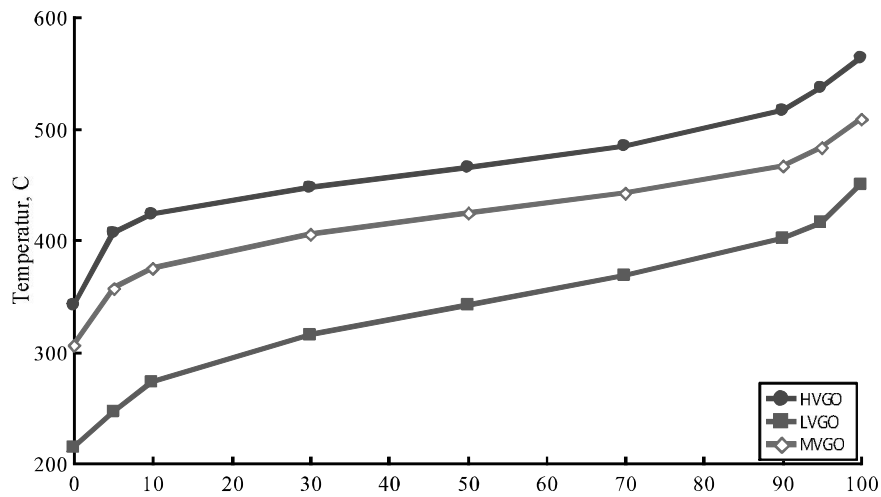
Metode	Produk		
	HVGO	LVGO	MVGO
API Gravity	20	30.1	23.4
ASTM D86			
0%	363.8	249.9	331.4
5%	402.6	277.0	364.2
10%	419.0	288.4	378.0
30%	431.9	316.5	395.4
50%	443.5	333.2	406.7
70%	457.3	352.1	418.0
90%	489.0	378.9	435.5
95%	507.3	399.7	455.1
100%	525.5	420.5	474.8

Tabel 4. Spesifikasi Produk HVU pada COT = 345 °C

Metode	Produk		
	HVGO	LVGO	MVGO
API Gravity	20.2	30.1	23.4
ASTM D86			
0%	360.1	249.9	330.7
5%	400.5	277.0	363.8
10%	417.7	288.3	377.6
30%	430.9	316.6	395.7
50%	441.9	333.3	407.3
70%	454.3	352.5	418.7
90%	480.8	379.7	437.0
95%	501.4	401.1	456.0
100%	521.9	422.6	474.9



Gambar 6. Kurva True Boiling Point (TBP) Produk HVU pada Kondisi Awal COT = 360 °C



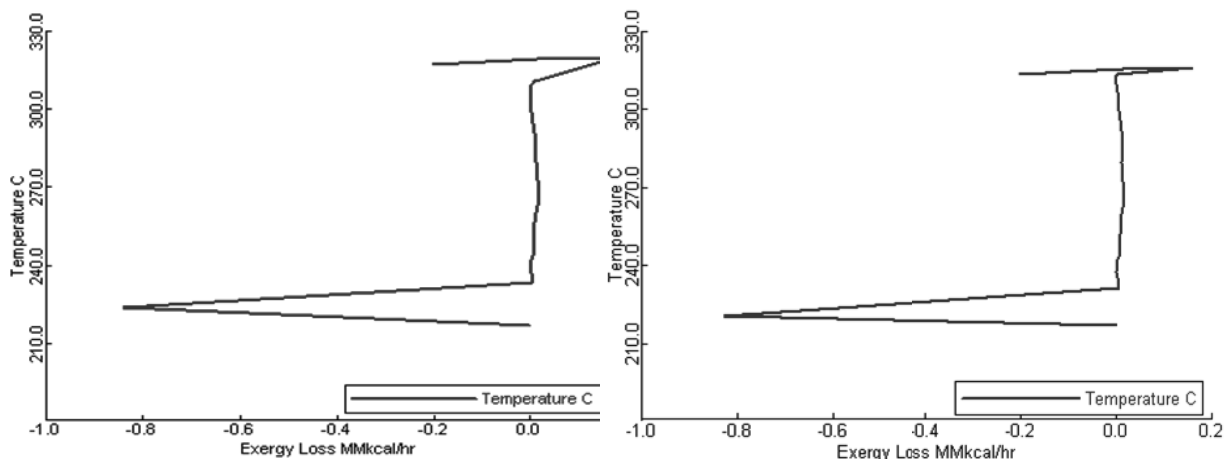
Gambar 7. Kurva True Boiling Point (TBP) Produk HVU Setelah Optimasi pada COT = 345 °C

Analisis kualitas produk keluaran kolom distilasi dilakukan menggunakan 2(dua) metode. Metode pertama yaitu dengan membandingkan °API Gravity dan ASTM D-86 untuk setiap masing produk pada COT yang berbeda. Selanjutnya yang kedua adalah dengan menggunakan analisis rentang titik didih atau TBP (*True Boiling Point*) yang akan dapat dicapai oleh masing-masing produk kolom. Karena kemampuan tiap komponen pada minyak bumi berbeda-beda rentang titik didihnya, maka dibuatlah *side product* dengan memiliki spesifikasi berdasarkan TBP yang dapat dicapainya, seperti halnya produk-produk yang dihasilkan oleh kolom CDU dan HVU.

Dapt muncul kesalahan kecil atau sedikit ketidak tepatan yang dihasilkan ketika kita melakukan verifikasi antara simulasi dengan *Plant Test*. Diantaranya disebabkan oleh keadaan umur dari kilang itu sendiri, atau dengan kata lain kolom distilasi di kilang tersebut aktualnya tidak bekerja optimal.

Dan juga mungkin disebabkan kesalahan dari diri peneliti sendiri, karena ketidak akuratan dalam mengatur kondisi dari simulasi itu sendiri. Besarnya nilai kesalahan tersebut dapat digambarkan pada sebuah grafik % error simulasi vs *Plant Test*. Toleransi teknik dapat diberikan jika kesalahannya $\leq 15\%$, karena jika di atas itu dikhawatirkan target tidak terjadinya perubahan kualitas yang ingin kita capai gagal diperoleh.

Ketika profil *exergy losses* yang dihasilkan kolom tidak sama dengan profil sebelumnya, maka penurunan temperatur yang kita lakukan tidaklah dapat diterima karena pastinya kualitas produk yang dihasilkan akan melenceng jauh dan ini tidak kita harapkan. Penurunan temperatur yang dilakukan ini selalu diimbangi dengan penyesuaian massa distilat kolom untuk menghasilkan kondisi temperatur top yang sama dengan keadaan *Plant Test*.



Gambar 8. Profil *Exergy Losses* Sebelum dan Setelah Proses Optimasi

Ini disebabkan karena pengurangan energi yang dilakukan akan berdampak langsung terhadap perubahan aliran distribusi massa di kolom. Agar selain tidak terjadinya perubahan kualitas, massa *side product* yang kita harapkan juga tidak mengalami perubahan, maka penyesuaian massa distilat itu pun kita lakukan.

Profil %volum distilat terhadap TBP (*True Boiling Point*) yang diperoleh pada setiap perubahan temperatur dapat kita banding-bandingkan keadaannya satu dengan yang lainnya. Kesamaan profil yang dihasilkan menjadi gambaran bahwa simulasi yang kita lakukan telah benar dengan tidak adanya perubahan kualitas produk yang dihasilkan.

KESIMPULAN

Pengurangan jumlah massa *direct fuel* yang didapat dari simulasi kolom distilasi atmosferik dan vakum ini dapat mencapai 0,25 – 8,9 Ton setiap harinya. Pengurangan *direct fuel* yang digunakan pada *furnace* dapat berdampak langsung terhadap berkurangnya jumlah biaya bahan bakar yang digunakan, 0,0099 - 0,1355 Juta US\$ per tahunnya dapat dihemat. Dalam hal ini sekitar 17,74 Juta US\$ per tahunnya biaya produksi dapat dilakukan penghematan dengan menggunakan analisis eksergi ini.

DAFTAR PUSTAKA

- Amir Hossein Tarighaleslami, et al. *An Exergy Analysis on a Crude Oil Atmospheric Distillation Column*. Tehran, Iran.
- Dhole, V. R., Limhoff, B., 1993. *Distillation Columns Targets*. Computers and Chemical Engineering, Vol. 17, pp. 549-560. Inggris.
- Dincer, Ibrahim., et.al. 2007. *Exergy Handbook*. UOIT. Kanada.
- Kotas, T.J. 1995. *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*. Kreiger Publishing Company. Florida.
- Rivero, R. and Anaya A. 1997. *Exergy Analysis of Industrial Processes*. Latin American Applied Research 27(4), pg. 191-205. Meksiko.
- Rivero, R. 1993. *The Exergy of Crude Oil Mixtures and Petroleum Fractions : Calculation and Application*. Int.J. Applied Thermodynamics , Vol.2 (No.3), pp.115-123. Meksiko.
- Rivero, R., Consuelo Rendon, Salvador Gallegos, 2004. *Exergy and Exergonomic analysis of a Crude Oil Combined Distillation Unit*. Meksiko.
- Smith, R. 2010. *Heat Integrated Distillation System Design*. Chemical Engineering Transactions, pg. 21, pg. 19-24, DOI.
- Total Plant Test UP-III.2010. PT. Pertamina Persero. Indonesia.