

Crude Distillation Unit (CDU) dari Kuwait Crude Oil

Ryanda Luthfi Zaim, Wahyuni Eka Muqni, Siti Nurkhamidah, Yeni Rahmawati dan Soejoto Gondo
Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)
e-mail: dst_eureka@yahoo.co.uk

Abstrak—Kebutuhan Indonesia akan energi terus meningkat. Produksi energi dalam negeri jika dilihat dari kapasitas kilang yang tersedia tidak sebanding dengan konsumsi masyarakat. Oleh karena itu, perlu dibangun sebuah pabrik untuk memenuhi kekurangan dari produksi energi tersebut. Pada perencanaan ini akan dibangun pabrik *crude distillation unit* (CDU) dengan kapasitas 300000 barrel per hari. Prinsip kerja dari CDU adalah proses pemisahan berdasarkan titik didih komponen-komponennya pada tekanan atmosferik. Bahan baku yang digunakan dalam proses ini adalah *Kuwait crude oil*. *Kuwait crude oil* merupakan salah satu Negara dengan jumlah minyak mentah (*crude oil*) terbesar didunia serta memiliki jumlah ekspor sebesar 50% dari total produksi. Produk yang dihasilkan dari pabrik CDU berupa naphtha (*overhead product*), kerosene, light gas oil, heavy gas oil dan long residu. Berdasarkan analisis yang telah dilakukan dari segi teknis berupa kapasitas produksi, umur pabrik dan perencanaan produksi serta dari ekonomi berupa IRR sebesar 9%, POT selama 10,2 tahun dan BEP sebesar 75% maka diperoleh hasil bahwa pabrik CDU layak didirikan.

Kata Kunci—*crude oil, crude distillation unit, heaavy gas oil, kerosene, light gas oil, long residu.*

I. PENDAHULUAN

INDONESIA memiliki cadangan minyak yang tersebar di beberapa daerah. Namun cadangan minyak bumi Indonesia semakin menurun seiring dengan bertambahnya waktu. Minyak bumi (*crude oil*) dapat diolah menjadi sumber energy yang digunakan oleh masyarakat. Kebutuhan masyarakat akan energy terus meningkat sebanding dengan jumlah penduduk yang terus bertambah tiap tahunnya hingga saat ini mencapai angka 1.600.000 barrel per hari. Kapasitas kilang terpasang di Indonesia saat ini sebesar 1.000.000 barrel per hari. Dari kedua nilai tersebut terlihat bahwa Indonesia masih membutuhkan *supply energy* sebesar 600.000 barrel per hari. Oleh karena itu akan didirikan kilang dengan kapasitas 300.000 barrel per hari untuk memenuhi kebutuhan masyarakat. Sedangkan jika ditinjau dari minyak bumi dalam negeri hanya tersedia sekitar 600.000 barrel per hari. Jumlah tersebut tidak dapat memenuhi kebutuhan kilang yang ada di Indonesia, sehingga perlu dilakukan *import* minyak mentah (*crude oil*) untuk mengisi kekurangan produksi dalam negeri.

Crude oil merupakan sumber energi yang diolah untuk menghasilkan beberapa produk. Energi sangat diperlukan dalam menjalankan aktivitas perekonomian Indonesia, baik untuk kebutuhan konsumsi maupun untuk aktivitas produksi

berbagai sektor perekonomian. Sebagai sumber daya alam, energi harus dimanfaatkan sebesar-besarnya bagi kemakmuran masyarakat dan pengelolaannya harus mengacu pada asas pembangunan berkelanjutan. Dari aspek penyediaan, Indonesia merupakan negara yang kaya dengan sumberdaya energi baik energi yang bersifat *unrenewable resources* maupun yang bersifat *renewable resources*. Namun demikian, eksplorasi sumberdaya energi lebih banyak difokuskan pada energi fosil yang bersifat *unrenewable resources* sedangkan energi yang bersifat *renewable* relatif belum banyak dimanfaatkan. Kondisi ini menyebabkan ketersediaan energi fosil, khususnya minyak mentah, semakin langka yang menyebabkan Indonesia saat ini menjadi net importir minyak mentah dan produk-produk turunannya.

Minyak mentah (*crude oil*) yang digunakan dalam proses pabrik CDU adalah *Kuwait crude oil*. *Kuwait crude oil* memproduksi minyak mentah sebesar 2.858.700 barrel per hari dimana 50% dari total produksi akan diekspor yakni sebesar 1.963.800 barrel per hari.

Crude Distillation Unit (CDU) memiliki prinsip kerja yakni pemisahan komponen-komponen minyak bumi berdasarkan titik didih nya pada tekanan atmosferik. Produk dari *Crude Distillation Unit* (CDU) adalah naphtha (*overhead product*), kerosene, light gas oil, heavy gas oil dan long residu. Produk CDU akan menjadi *intermediate product* bagi pengolahan *crude oil* sekaligus *feed* bagi unit pengolahan lain seperti Naphta *Hydrotreater*, *Kerosene Hydrotreater*, *Gas Oil Hydrotreater*, dan lain-lain. Produk CDU yang dihasilkan akan diolah lebih lanjut untuk mendapatkan produk akhir seperti LPG, gasoline, avtur, diesel, lube base oil, aspal dan lain-lain. Berikut adalah cut range dari masing-masing produk yang dihasilkan oleh pabrik CDU:

Tabel 1.

Cut Range masing-masing produk pabrik CDU	
Jenis Produk	Cut Range (°C)
Naphtha (Overhead Product)	C5+ - 175
Kerosene	175 - 250
Light Gas Oil	250 - 300
Heavy Gas Oil	300 - 350
Long Residu	350+

II. URAIAN PROSES

A. Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku yang diolah adalah *kuwait crude oil* dengan spesifikasi berupa derajat API, viskositas kinematic, pour

point, freezing point serta kadar air dan kadar sulfur masing masing adalah 31,42, 10,8, 37,8°F , 49,5°F , 0,15 %wt dan 3,85%wt. Berikut adalah tabel % volume distilled dengan true boiling point.

Tabel 2.
True Boiling Point Kuwait Crude Oil

%Volume distilled	TBP (°F)
IBP	-127
5%	33.5
10%	194
20%	300.2
30%	422.6
40%	545
50%	653
60%	788
70%	919.4
80%	1058
90%	1220
95%	1706
FBP	2192

B. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik didasarkan pada beberapa hal yaitu kedekatan lokasi pabrik dengan konsumen, tersedianya tenaga kerja, kondisi geograhis, ketersediaan air, transportasi dan sumberbahan baku. Berdasarkan hal tersebut maka dipilihlah Tuban sebagai lokasi pendirian pabrik *Crude Distillation Unit dari Kuwait Crude Oil*.

C. Persiapan Bahan Baku

Pada tahap ini, *Kuwait crude oil* dialirkan melalui beberapa *heat exchanger* (E-111 A/B/C) menuju *desalter*. *Crude oil* memasuki unit *desalter* pada suhu 248°F. *Crude oil* memasuki *desalter* untuk dikurangi kandungan garamnya hingga maksimal 0.05 ptb. *Desalter* berfungsi untuk mengurangi kandungan garam hingga mencapai minimal 95% dengan penambahan *fresh water*. *Fresh water* digunakan untuk mengencerkan *high salt content brine* menjadi *low salt content water*. Kemudian ditambahkan *deemulsifier* yang bertujuan untuk memecahkan emulsi antara air dan minyak sehingga air akan berada pada bagian bawah *desalter*. Pada *desalter*, minyak dikenakan medan elektrik yang bertegangan tinggi sehingga air menggumpal dan mengendap pada dasar tangki sedangkan minyak berada pada bagian atas tangki. Ketinggian air pada tangki diatur dengan system pengendali ketinggian. *Desalter* beroperasi pada temperature dan tekanan sekitar 120°C dan tekanan 6.3 bar. Minyak keluaran *desalter* dipompa dan mengalami *preheating* (E-121 A/B/C) hingga suhu 235 °C sebelum memasuki *furnace*.

Crude oil dalam *furnace* (Q-120) akan dipanaskan hingga suhu 760 °C. Pemanasan tersebut dilakukan sebelum memasuki *flash zone* CDU dimana sekitar 66% minyak teruapkan. *Crude oil* yang tidak teruapkan adalah residu yang akan dioleh lebih lanjut lagi menjadi *fuel oil* atau yang lainnya.

D. Proses Distilasi

Crude oil dari *furnace* kemudian dialirkan kedalam kolom distilasi. Tekanan kolom ialah 5 – 10 psig atau 1.13 – 1.34 atm gauge. *Crude oil* saat memasuki kolom distilasi pada temperatur *flash zone* yaitu pada temperatur 760°F. Produk pada kolom distilasi akan dikondensasikan menjadi *naphtha (overhead product)*, *light gas oil*, *heavy gas oil*, kerosene dan long residu pada *tray* yang berbeda-beda berdasarkan titik didih.

Minyak memasuki kolom distilasi dimana 53% dari minyak akan menguap menuju bagian atas kolom dan 47% menuju bagian bawah kolom yang disebabkan oleh perbedaan tekanan antara *furnace* dan kolom distilasi. *Stripping steam* diinjeksikan ke dalam kolom untuk pelucut dengan menurunkan tekanan uap parsial dari hidrokarbon sehingga fraksi ringan dapat terbawa oleh steam ke bagian atas kolom. *Steam* yang digunakan adalah *steam* kering, digunakan untuk menghindari tekanan total yang besar pada kolom fraksinasi. Bila *steam* yang masuk mengandung air, sedangkan suhu kolom fraksinasi lebih tinggi dari suhu *steam*, maka air yang masuk akan menguap dalam kolom fraksinasi sehingga akan memperbesar tekanan total. Bagian bawah kolom diisi dengan *long residu* dengan temperature 740°F. Residu tersebut akan memanaskan minyak sebelum masuk kedalam kolom distilasi sehingga temperature nya menurun untuk diolah lebih lanjut lagi pada unit yang berebeda. Dalam kolom fraksinasi ini juga terdapat adanya *pumparound*, yaitu mengambil sebagian liquid dari kolom kemudian didinginkan dan dikembalikan lagi ke kolom. Tujuannya adalah untuk mengembunkan kembali fraksi yang tidak seharusnya menguap.

Uap dalam kolom distilasi akan dikondensasikan pada masing-masing *tray*, kemudian yang terkondensasi akan keluar menjadi *side stream* sedangkan uap yang tidak terkondensasi dialirkan kembali ke dalam kolom dan menuju bagian atas kolom. Uap yang berada pada bagian atas kolom distilasi terdiri dari semua jenis hidrokarbon. Selanjutnya uap akan didinginkan dan dikondensasikan dengan *air cooler* dan *water condenser* sebelum memasuki *receiver drum*. Dalam *receiver*, terjadi pemisahan antara kondesat dan uap yang tidak terkondensasi. Kondesat sebagian diairkan kedalam *recontact drum* dan sebagian lagi akan dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai *reflux*. Sedangkan uap yang tidak terkondensasi dialirkan menuju *knock out drum* untuk dipisahkan lebih lanjut antara *liquid* yang terikut pada gas dan gas itu sendiri dengan bantuan dari *mis eliminator*. *Liquid* yang terpisah pada *knock out drum* akan dikembalikan ke dalam *receiver* sedangkan gas akan dikompresi untuk selanjutnya memasuki *recontact drum*. Pada *recontact drum*, gas akan dikontakkan dengan *liquid* dari *receiver* agar *liquid* dapat menyerap komponen *butane* dan *propane* yang masih terikut pada gas. Produk *liquid* dari *recontact* akan dioleh lebih lanjut pada unit selanjutnya untuk dipisahkan antara *lpg* dan *naphtha*. Sedangkan *gas* akan keluar sebagai *off gas*.

Produk samping bagian atas berupa *kerosene* yang memiliki TBP (*true boiling point*) sekitar 150-250°C. *Kerosene* sirkulasi

digunakan untuk memanaskan *crude* kemudian dikembalikan lagi ke dalam kolom. Produk *kerosene* akan melalui *stripper* dimana terjadi proses pemanasan sehingga fraksi ringan akan menguap dan dikembalikan ke kolom. Produk *kerosene* yang keluar dari *stripper* memiliki suhu yang cukup tinggi maka digunakan untuk memanaskan *crude oil* sehingga suhunya menurun. Produk *kerosene* kemudian masuk ke tangki penyimpanan.

Light Gas Oil (LGO) memiliki TBP sekitar 250-300°C. Sekitar 30% cairan akan dikembalikan ke kolom tanpa melalui pendinginan sedangkan sekitar 60% akan melalui pendinginan sehingga terjadi penurunan suhu. LGO sirkulasi digunakan untuk memanaskan minyak hingga suhu menurun dan dikembalikan ke dalam kolom. Produk LGO akan melalui *stripper* sehingga fraksi ringan akan menguap dan dikembalikan ke kolom. Produk LGO yang keluar dari *stripper* akan memanaskan *crude oil* dan melalui pendingin udara (*fin-fan cooler*) sehingga temperaturnya menurun.

Heavy Gas Oil (HGO) memiliki TBP sekitar 300-350°C. Sebanyak 45% cairan ber suhu tinggi dikembalikan ke kolom langsung tanpa pendinginan dan 40% cairan didinginkan terlebih dahulu kemudian dikembalikan ke kolom. HGO sirkulasi digunakan untuk menyediakan panas penguapan pada *Kerosene stripper*. Produk HGO akan memasuki HGO *stripper* untuk menghilangkan fraksi ringan. Selanjutnya HGO akan didinginkan dengan menggunakannya sebagai fluida pemanas untuk *crude oil* dan pendingin udara hingga mencapai suhu yang diinginkan.

Pada kolom *stripper* HGO diinjeksikan *steam* yang sama seperti pada kolom fraksinasi utama, sedangkan pada *stripper* *Kerosene* dan LGO tidak digunakan *steam* namun digunakan *reboiler*, hal ini karena pertimbangan efisiensi, jika terlalu banyak *steam* yang diinjeksikan maka akan banyak air yang terkandung dalam minyak dan akan mempersulit proses pemisahannya. Selain itu juga atas pertimbangan titik didih dari *kerosene* yang rendah, sehingga cukup hanya digunakan *closed steam* saja. Prinsip utama dari kolom *stripper* adalah untuk memisahkan produk yang diinginkan dari komponen yang lebih ringan. Dan untuk efisiensi, maka produk yang dihasilkan digunakan sebagai media pemanas dan *heat exchanger* seperti yang telah disebutkan sebelumnya.

Long residu dialirkan ke *vacuum distillation unit* untuk melalui pengolahan lebih lanjut atau dapat juga diolah sebagai *fuel oil*.

III. NERACA MASSA

Bahan baku (*crude oil*) yang digunakan sebesar 300000 BPSD akan diolah menjadi beberapa produk berupa *naphtha (overhead product)*, *kerosene*, *light gas oil*, *heavy gas oil* dan *long residu* dengan jumlah masing masing adalah 71976.4 BPSD, 32989.2 BPSD, 26991.2 BPSD, 26991.2 BPSD dan 114095.4 BPSD. Sedangkan sebagian kecil dari *crude* yang masuk adalah *impurities* yang telah dipisahkan pada tahap persiapan bahan baku.

IV. ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan bahan baku yang dibutuhkan dari produk yang dihasilkan menurut neraca massa. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan. Parameter kelayakan tersebut antara lain POT (*Pay Out Time*), *Internal Rate of Return* (IRR) dan BEP (*Break Event Point*).

Berdasarkan analisa yang dilakukan diperoleh hasil berupa POT selama 10.2 tahun, IRR sebesar 9% dan BEP sebesar 76.08% dimana bentuk perusahaan yang digunakan adalah perseroan terbatas (PT) dengan umur pabrik selama 20 tahun.

V. KESIMPULAN/RINGKASAN

Berdasarkan analisis yang telah dilakukan, maka perencanaan operasi *crude distillation unit* (CDU) dilakukan secara kontinyu, 24 jam dan 330 hari/tahun dengan jumlah tenaga kerja sebanyak 256 orang dan kapasitas produksi sebesar 300000 barrel per hari serta umur pabrik selama 20 tahun. Dari hasil analisis ekonomi yang dilakukan didapatkan hasil yaitu IRR sebesar 9%, POT sebesar 10,2 tahun serta BEP sebesar 76,08 %. Berdasarkan analisis dari segi ekonomi dan teknis maka pabrik *crude distillation unit* ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young, "Process Equipment Design", John Wiley & Sons, New York, 1959..
- [2] Geankoplis, Christie J., "Transport Processes and Unit Operations", 3rd edition, Prentice-Hall of India, New Delhi, 1997.
- [3] Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, "Indonesia Energy Outlook", Pusat Data Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, Jakarta, 2010.
- [4] Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, "Handbook of Energy and Economic Statistic Indonesia", Pusat Data Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, Jakarta, 2017.
- [5] Jones, David S. J. "Handbook of Petroleum Processing". Springer, USA, 2006
- [6] Kern, Donald Q., "Process Heat Transfer", International Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo, 1965.
- [7] Kusnarjo, "Desain Bejana Bertekanan", 2010.
- [8] Ludwig, E. Ernest "Design For Chemical and Petrochemical Plants", Gull Publishing Houston-Texas, 1947
- [9] McCabe, W.L., dan J.C. Smith. Unit Operation of Chemical Engineering. Singapore: McGraw-Hill International Book Company. 1985.
- [10] Meyers, Robert A, "Handbook of Petroleum Refining Processes", 3th edition, McGraw Hill, USA, 1978.
- [11] Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, dan Ronald E. West, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 5th edition, McGraw-Hill Book Company, Boston, 2003.
- [12] Perry, Robert H. and Don Green, "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 7th edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- [13] Putra, Zulfan Adi. "Buku Pintar Migas Indonesia". Migas Indonesia, Indonesia, 2007.
- [14] Smith, Robin, "Chemical Process Design", McGraw Hill International Book Company, Singapore, 1955.
- [15] Ulrich, Gael D., "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", John Wiley & Sons, Canada, 1984.

- [16] Van Ness, Smith, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 4th edition, International edition, McGraw Hill Inc, Singapore, 1967.
- [17] Van Winkle, Matthew., "Distillation", McGraw Hill Book Company, New York, 1967.