

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1. *LPG Refinery Plant*

PT. Surya Esa Perkasa, *LPG Plant* Lembak, Simpang Y, adalah sebuah pabrik atau *plant* yang dirancang untuk memisahkan komponen *Propane*, *LPG* dan *Condensate* dari aliran gas alam yang berasal dari jalur pipa transmisi gas Pertamina. Pabrik ini memproses gas alam menjadi suatu produk utama yaitu *LPG* dan juga produk samping berupa *propane* dan *condensate*. Produk-produk seperti *methane* dan *ethane* digunakan untuk bahan bakar utilitas maupun bahan bakar proses di PT. Surya Esa Perkasa.

Bahan baku dalam memproduksi produk utama *LPG* di PT. Surya Esa Perkasa yaitu gas alam yang berasal dari jalur pipa transmisi gas Pertamina. Gas alam mempunyai sifat kimia seperti komponen kimia lainnya antara lain:

- a. Umumnya memiliki rumus molekul: C_nH_{2n+2}
- b. Bereaksi dengan Oksigen (O_2) membentuk CO_2 dan uap air (H_2O).
- c. Merupakan campuran Hidrokarbon yang terdiri dari 60-90% Hidrokarbon ringan dan Hidrokarbon berat serta gas pengotor/*inert*.

Berikut merupakan sifat-sifat fisik komponen hidrokarbon yang terkandung pada gas alam yang dapat dilihat pada tabel 1:

Tabel 1. Sifat Fisik Hidrokarbon Penyusun Gas Alam

Komponen	Berat Molekul (lb/lbmol)	Titik Didih (°F)	<i>Spgr</i>	Panas Pembakaran (Btu/ft ³)
CH ₄	16,04	-258,7	0,3	911
C ₂ H ₅	30,07	-127,5	0,36	1631
C ₃ H ₈	44,09	-43,7	0,51	2353
i-C ₄ H ₁₀	58,12	10,9	0,56	3094
n-C ₄ H ₁₀	58,12	31,1	0,58	3101
i-C ₅ H ₁₂	17,15	82,1	0,62	3698
n-C ₅ H ₁₂	17,15	96,9	0,63	3709
C ₆ ⁺	86,17	155,7	0,66	4404

Sumber : *Perry's Chemical Engineering Hand's Book, 1996*

Desain Basis

Feed Gas

<i>Inlet Gas Flowrate</i> , MMSCFD	:	60
<i>Inlet Temperature</i> , Deg. F	:	100-120
<i>Inlet Pressure</i> , psig	:	460

Dan berikut merupakan data komposisi gas umpan yang dapat dilihat pada tabel 2:

Tabel 2 Data Komposisi *Feed Gas*

Komponen	Komposisi (%mol)
CO ₂	6,7091
N ₂	0,1238
C ₁	81,70
C ₂	6,52
C ₃	3,179
i-C ₄	0,515
n-C ₄	0,633
i-C ₅	0,210
n-C ₅	0,158
n-C ₆	0,243

(Sumber: Laboratorium LPG Plant PT. Surya Esa Perkasa, 2012)

a. LPG Refinery System

Secara umum proses pengolahan *LPG* di PT. Surya Esa Perkasa ini mempunyai beberapa tahapan-tahapan yang harus dilalui. Proses pengolahan *LPG* dimulai dari gas umpan dengan tekanan 456,6 psig dan temperatur 77,8 °F yang masih banyak mengandung partikel-partikel pengotor dan air dialirkan dari pipa gas pertamina menuju ke unit *scrubber* (V400). Pada unit ini gas umpan akan ditangkap partikel-partikel pengotornya oleh *demister* yang dipasang didalam unit *scrubber* tersebut. Selanjutnya gas tersebut akan menuju ke dua persimpangan jalur pipa (*safety valve* dan kompressor). Jika tekanan gas yang masuk melebihi tekanan yang ditetapkan maka *safety valve* akan terbuka dan mengalirkan gas tersebut menuju ke *flare* untuk dibakar sampai tekanan gas kembali normal atau mencapai tekanan yang diinginkan. Gas dengan tekanan normal akan menuju ke kompressor (CD101). Pada unit ini tekanan gas akan dinaikkan, hal ini bertujuan

agar gas mudah ditransportasikan ke seluruh unit *LPG Refinery System* dan mendapatkan temperatur yang diinginkan pada saat penurunan tekanan di *JT valve*.

Kemudian gas dengan tekanan tinggi tadi akan menuju ke unit *cooler* (E 101) untuk didinginkan sehingga temperatur gas akan turun. Hal ini dilakukan karena pada saat peningkatan tekanan dikompresor maka sesuai hukum gas ideal temperatur akan ikut naik ketika tekanan dinaikkan, maka oleh sebab itu gas harus didinginkan. Setelah itu gas akan menuju ke unit *Coalising Filter* (V 200) untuk dipisahkan antara gas dan oli yang terikut pada saat di kompresor. Prinsipnya yaitu gas ditabrakkan pada dinding *vessel* sehingga oli akan terpisah dari gas dan jatuh kebagian bawah *vessel*. Di unit ini juga terdapat demister yang bertujuan untuk menjaga jika terdapat oli yang tersisa didalam gas. Gas umpan yang telah bersih dari partikel-partikel pengotor dan juga oli akan menuju ke *coolbox* (E 220) untuk didinginkan. Tujuannya agar memudahkan penyerapan air pada saat dikontakkan dengan *glycol* di unit dehidrasi dan juga mendinginkan *glycol* di unit *HE* (E.105) sebelum berkontak dengan gas umpan. Lalu gas umpan akan menuju ke unit V 120. Pada unit ini gas akan ditabrakkan didinding *vessel* sehingga sebagian air terpisah dan menuju bagian bawah *vessel*. Didalam unit ini juga terpasang *demister* yang berfungsi menangkap air. Intinya unit ini dipasang untuk meringankan kerja dari *Glycol Contactor*. Selanjutnya gas akan menuju ke unit *Glycol Contactor* (V 100). Didalam unit ini terjadi proses penyerapan air didalam gas umpan oleh *glycol* yang dikontakkan secara langsung sehingga gas umpan akan bersih dari kandungan air. Lalu gas umpan akan menuju ke unit *heat exchanger* (E 105). Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya, panas dari *glycol* yang berasal dari proses regenerasi *glycol* akan diserap atau ditukar oleh gas umpan sehingga *glycol* akan mempunyai temperatur yang sama dengan gas umpan dan hal itu memudahkan *glycol* untuk menyerap air dari gas umpan.

Kemudian gas umpan akan kembali menuju ke *coolbox* untuk didinginkan. Setelah keluar dari *coolbox*, gas umpan akan menuju ke *Joule-Thompson (JT) Valve*. Disinilah terjadi penurunan tekanan secara tiba-tiba yang menyebabkan temperature gas menjadi sangat rendah dan sebagian besar gas umpan berubah

fase menjadi *liquid* dan sebagian kecilnya masih tetap berupa *vapour*. Lalu gas umpan fase cair dan gas akan menuju ke unit *Low Temperature Separator* atau *LTS* (V 250). Di unit *LTS* ini sesuai dari fase gas yang sebagian besar berupa *methane* dan *ethane* akan menuju ke atas *vessel* untuk dimanfaatkan dinginnya di *coolbox* sedangkan fase cair yang bisa disebut *Natural Gas Liquid (NGL)* akan menuju ke bagian bawah *LTS* menuju ke *coolbox* untuk dimanfaatkan juga dinginnya tetapi melewati jalur yang berbeda. Gas *methane* dan *ethane* yang keluar dari *coolbox* digunakan untuk bahan utilitas untuk bahan bakar *Generator*, *Hot Heater*, *Reboiler*, dan lain-lain.

NGL yang telah keluar dari unit *LTS* selanjutnya akan menuju ke unit fraksionasi *De-Ethanizer* (V 500). Pada unit ini *NGL* akan dipanaskan oleh *Reboiler* sehingga komponen *methane* dan *ethane* menguap dan terpisah dari komponen lainnya. Di atas unit ini juga dipasang *Trimcooler* (E 505) yang bertujuan untuk mengkondensasi atau mengembunkan komponen selain *methane* dan *ethane* yang ikut menguap saat proses pemanasan. Sama halnya dengan komponen *ethane* dan *methane* di keluaran *LTS*, *methane* dan *ethane* keluaran dari proses fraksionasi ini juga menuju ke *coolbox* untuk didinginkan dan dimanfaatkan untuk utilitas. Kemudian *liquid* yang mengandung komponen C₃, C₄, C₅, dan lainnya akan menuju ke unit *De-Propanizer*. Unit ini akan memanaskan komponen-komponen tersebut sampai titik temperatur *propane* tertentu untuk menguap. Komponen *propane* yang menguap akan menuju ke unit E-5536 untuk didinginkan serta dikondensasi dan masuk ke *reflux drum* (V 540) untuk dimurnikan. Selanjutnya *propane* akan dipompakan sebagian kembali ke unit *De-Propaneizer* dan sebagian lagi menuju ke unit lain untuk dijadikan *side product* serta dicampur juga dengan *butane* untuk mendapatkan *LPG mix*. Tujuan dikembalikannya sebagian *propane* ke unit *De-Propaneizer* yaitu untuk menjaga kemurnian *propane* yang menguap dengan maksud agar pada saat pemanasan yang menguap adalah sebagian besar yaitu *propane*.

Liquid yang telah dipisahkan komponen *propane*-nya akan menuju ke unit *De-Butanizer*. Di unit ini *liquid* akan dipanaskan sampai ke temperatur dimana butan akan menguap. Sebagian butan yang menguap akan dimurnikan dan

dikembalikan ke unit *De-Butanizer* untuk menjaga agar lebih banyak *butane* yang menguap, dan sebagian lagi *butane* didinginkan di unit E 500 dan dicampur dengan komponen *propane* sehingga didapatlah produk utama *LPG mix*. Untuk komponen yang tidak menguap akan didinginkan di unit E 580 dan menjadi produk samping berupa *Condensate* yang ditampung di V 009.

b. Dehydration Unit (Glycol System)

Pada dehidrasi unit *glycol* yang telah jenuh oleh air harus dilakukan proses regenerasi agar *glycol* dapat kembali digunakan untuk proses penyerapan air pada gas umpan. Proses regenerasi ini terjadi pada *glycol system*. *Glycol* yang telah jenuh oleh air akan menuju ke unit *Reboiler* (H150) untuk dipanaskan sampai titik didih air sehingga air akan menguap. *Glycol* jenuh akan masuk ke *steel* kolom untuk dipanaskan sehingga air akan menguap. Lalu *glycol*, air, beserta komponen hidrokarbon yang terikut di *glycol* akan menuju ke *gas flash* (V110). Di unit ini terdapat *demister* yang akan menangkap komponen hidrokarbon sehingga *glycol* akan bebas dari komponen tersebut. Kemudian *glycol* akan menuju ke unit *filter* (F125/120) agar *glycol* benar-benar bersih dari partikel-partikel pengotor. Kemudian *glycol* akan menuju ke unit *HE* (E231). Disini terjadi pertukaran panas dengan memanfaatkan panas *glycol* dari *Reboiler* untuk memanaskan *glycol* mengandung air sehingga air benar-benar menguap. Selanjutnya *glycol* akan menuju ke unit *accumulator* (T155). Di unit ini *glycol* cair beserta uap air akan ditampung. *Glycol* cair tersebut selanjutnya akan melewati *interplate*, tujuannya agar *glycol* didinginkan secara konveksi oleh udara lingkungan dan dipompakan kembali ke unit kontaktor untuk menyerap air kembali. Sementara itu uap air akan menuju ke kolom *stripping* untuk mengikat *glycol* yang tersisa atau ikut menguap dan uap air di buang ke lingkungan.

c. Propane Refrigeration Unit

Pada umumnya suatu siklus refrijerasi membutuhkan komponen atau unit utama untuk menghasilkan proses pendinginan. Komponen-komponen tersebut yaitu kompresor, kondenser, katup ekspansi, dan *evaporator*. Tetapi alat-alat

bantu lainnya sangat dibutuhkan demi tercapai hasil yang maksimal dari siklus pendinginan ini.

Di PT. Surya Esa Perkasa ini terdapat suatu unit pendingin yang menggunakan *propane* sebagai media pendinginnya. Proses pendinginan ini dimulai dari kompresor (C 310) yang menerima gas *propane* dalam keadaan *superheated* yang masuk melalui *suction* kompresor tersebut. Fungsi kompresor ini yaitu untuk menaikkan tekanan dari gas *propane*. Kemudian gas *propane* dengan tekanan yang sangat tinggi akan menuju ke unit *separator* (V 320). Didalam *separator* ini akan terjadi proses pemisahan gas *propane* dengan oli yang terbawa saat peningkatan tekanan di kompresor. Metode pemisahannya yaitu gas *propane* yang mengandung oli akan ditabrakkan ke dinding *separator* sehingga oli akan jatuh ke bawah dan gas *propane* menuju ke atas. Didalam *separator* ini juga terdapat *demister* yang bertugas menangkap oli yang kemungkinan lolos pada saat pemisahan sebelumnya. Kemudian gas juga akan melewati *filter* (V 321) untuk berjaga-jaga agar gas *propane* benar-benar tidak mengandung oli.

Setelah gas *propane* bebas dari oli atau partikel-partikel lainnya gas tersebut akan menuju ke unit *cooler/kondenser* (E 410). Di unit ini gas *propane* didinginkan sehingga terjadi kondensasi atau pengembunan. Unit ini juga bertujuan untuk membuang panas hasil dari penaikan tekanan dikompresor sebelumnya. Pada saat pendinginan ini sebagian gas *propane* juga tidak terjadi pengembunan. Oleh sebab itulah terdapat dua fase yaitu fase cair dan fase gas. Selanjutnya *propane* akan ditampung sementara di *accumulator* (V 400). Kemudian *propane* tersebut akan menuju ke unit *economizer* (V 330) untuk memperbanyak fase uapnya. Cara kerjanya yaitu sebelum masuk ke *economizer*, terdapat katup yang berfungsi menurunkan tekanan sehingga sebagian fase cair *propane* berubah menjadi fase gas. Didalam *economizer* sebagian fase cair dari *propane* akan dialirkan menuju unit *trimcooler* (E 505) untuk digunakan sebagai media pendingin pada proses fraksinasi *de-etanizer*. Lalu sebagian lagi akan menuju ke *expansion vessel* (V230) untuk di ekspansi sehingga temperatur *propane* akan semakin dingin. *Propane* dari *trimcooler* yang berupa gas setelah dipakai untuk proses kondensasi juga akan menuju ke *expansion vessel*.

Sementara itu *propane* fase gas di *economizer* akan menuju ke kompresor yang bertujuan untuk mendinginkan kompresor saat beroperasi. Lalu *propane* cair didalam *expansion vessel* akan menuju ke unit *coolbox* (E220) untuk mendinginkan komponen-komponen yang melewati *coolbox* tersebut. Kemudian *propane* akan keluar dari *coolbox* yang berupa fase uap dan kembali lagi ke *expansion vessel*. Kemudian untuk fase gas *propane* didalam *expansion vessel* akan menuju ke unit *scrubber* (V300). Di unit ini gas *propane* akan melewati *demister* yang dipasang didalamnya sehingga jika gas *propane* masih membawa *propane* cair maka itu akan ditangkap. Hal ini dikarenakan fase cair dapat merusak kompresor jika masuk kedalamnya. Kemudian gas *propane* akan kembali lagi menuju kompresor untuk diproses kembali.

d. Hot Oil System

PT. Surya Esa Perkasa memiliki suatu media pemanas berupa oli. Media tersebut digunakan dalam sistem fraksinasi sebagai media pemanas di unit *Reboiler*. Untuk memanaskan oli tersebut dibutuhkan suatu sistem yang disebut *Hot Oil (HO) system*. *HO* sistem ini menggunakan *Hot Oil Heater* (H600) sebagai pemanasnya. Didalam unit oli akan dipanaskan menggunakan *Dual Furnace* atau suatu tungku dengan menggunakan bahan bakar berupa *methane* dan *ethane* samping dari LPG proses. Pemanasannya merupakan pemanasan secara konveksi atau pemanasan secara tak langsung. Oli yang telah dipanaskan akan di pompakan oleh pompa (P630) menuju ke *Reboiler* unit fraksinasi. Setelah oli digunakan di dalam *Reboiler*, maka oli tersebut akan dikembalikan lagi menuju ke *Hot Oil Heater* untuk dipanaskan lagi.

2.2 Pinch Technology

Istilah "*Pinch Technology*" diperkenalkan oleh Linnhoff dan Vredeveld untuk mewakili suatu metode berbasis termodinamika yang menjamin tingkat energi minimum dalam desain jaringan penukar panas atau *Heat Exchanger Network* (HEN). Selama dua dekade terakhir ini telah muncul sebagai pengembangan non konvensional dalam desain proses dan konservasi energi.

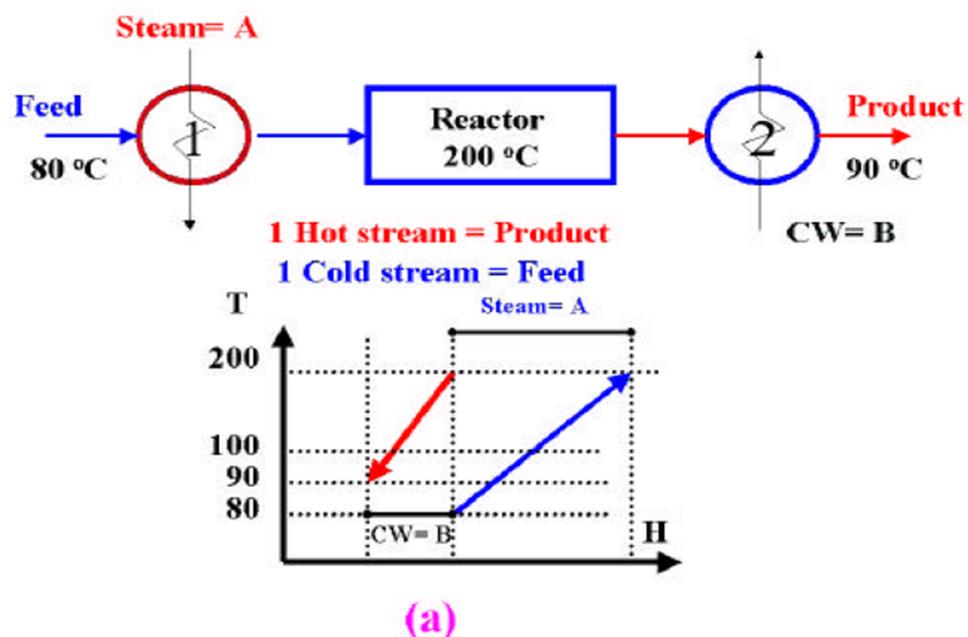
Istilah Analisis *Pinch* atau *Pinch Analysis* sering digunakan untuk mewakili penerapan alat dan algoritma dari *Pinch Technology* untuk mempelajari proses industri. Perkembangan program perangkat lunak yang ketat seperti *PinchExpressTM*, *SuperTargetTM*, *Aspen PinchTM* telah terbukti sangat berguna dalam melakukan analisis pinch terhadap proses industri yang kompleks secara cepat dan efisien.

Teknologi *Pinch* menyajikan metodologi sederhana yang secara sistematis menganalisis proses kimia dan sistem utilitas disekitarnya dengan bantuan Hukum Pertama dan Kedua Termodinamika. Hukum Pertama Termodinamika memberikan persamaan energi untuk menghitung perubahan entalpi (H) pada aliran yang melewati penukar panas. Hukum Kedua menentukan arah aliran panas, artinya, energi panas hanya dapat mengalir dari aliran panas ke dingin. Hal ini melarang terjadinya '*Temperature Crossover*' dari profil aliran panas dan dingin melalui unit penukar panas atau *Heat Exchanger*. Dalam unit penukar panas, tidak ada aliran panas yang dapat didinginkan di bawah temperatur aliran dingin dan juga tidak ada aliran dingin yang dapat dipanaskan sampai melebihi temperatur aliran panas. Dalam prakteknya aliran panas hanya dapat didinginkan ke suhu yang didefinisikan oleh Pendekatan Suhu Minimum atau *Temperature Approach* dari penukar panas. Pendekatan suhu minimum adalah perbedaan suhu (*DT_{min}*) yang diijinkan pada profil suhu aliran, untuk unit penukar panas. Tingkat suhu di mana *DT_{min}* diamati dalam proses ini disebut sebagai "*Pinch Point*" atau "*Pinch Condition*". *Pinch* mendefinisikan *Driving Force* minimum yang diperbolehkan dalam unit penukar.

Analisis *Pinch* digunakan untuk mengidentifikasi biaya energi dan jaringan penukar panas (*Heat Exchanger Network*) serta target biaya modal untuk proses dan mengetahui *pinch point*. Prosedur pertama yaitu memprediksi desain, persyaratan minimum energi eksternal, area jaringan, dan jumlah unit untuk suatu proses pada *pinch point*. Selanjutnya desain jaringan penukar panas atau *HEN Design* yang memenuhi target ini disintesis. Akhirnya jaringan dioptimalkan dengan membandingkan biaya energi dan biaya modal dari jaringan sehingga total biaya diminimalkan. Dengan demikian, tujuan utama dari analisis pinch adalah

untuk mencapai penghematan keuangan dengan proses integrasi panas yang lebih baik (memaksimalkan *heat recovery* dari proses ke proses dan mengurangi beban utilitas eksternal). Konsep integrasi panas proses digambarkan dalam contoh yang dibahas di bawah ini.

Perhatikan contoh proses sederhana berikut (Gambar 1) di mana aliran umpan ke reaktor dipanaskan sebelum *inlet* ke reaktor dan aliran produk harus didinginkan. Pemanasan dan pendinginan dilakukan dengan menggunakan *steam* (*Heat Exchanger -1*) dan *cooling water* (*Heat Exchanger-2*), masing-masing.

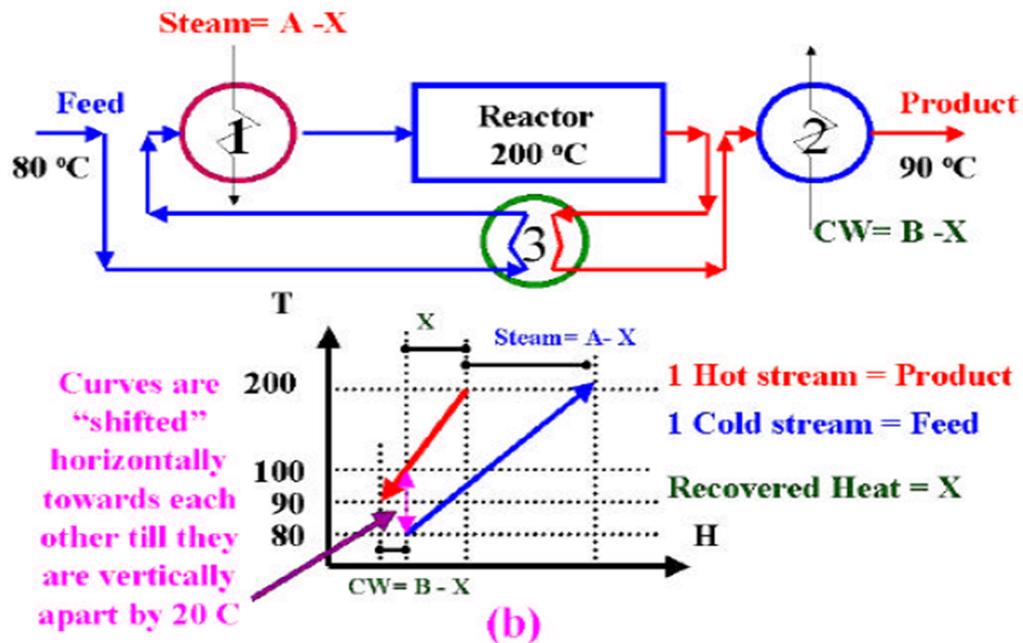


Gambar 1. Skema proses sederhana dengan profil Temperatur(T) vs Entalpi(H)
(Sumber : *The Chemical Engineer Resources Page, Mukesh Sahdev, 2010*)

Suhu (T) vs Entalpi (H) untuk aliran umpan dan aliran produk menggambarkan beban utilitas panas (*steam*) dan dingin (*Cooling Water*) ketika tidak ada tumpang tindih vertikal dari profil aliran panas dan dingin.

Sebuah alternatif, perbaikan skema ditunjukkan pada Gambar 2 di mana penambahan '*Heat Exchanger-3*' memanfaatkan panas yang dimiliki produk (X) untuk memanaskan *feed*. Uap dan pendinginan kebutuhan air juga bisa dikurangi dengan jumlah yang sama (X). Jumlah panas yang dimanfaatkan kembali (X) tergantung pada 'suhu minimum pendekatan' yang diperbolehkan untuk penukar panas yang baru. Pendekatan suhu minimum antara dua kurva pada sumbu

vertikal adalah DT_{min} dan titik di mana ini terjadi didefinisikan sebagai "pinch". Dari plot T-H, jumlah X sesuai dengan nilai DT_{min} dari 20 °C. Peningkatan nilai DT_{min} menyebabkan kebutuhan utilitas yang lebih tinggi dan persyaratan area yang lebih rendah.



Gambar 2. Perbaikan skema proses dengan profil Temperatur(T) vs Entalpi(H)
(Sumber : The Chemical Engineer Resources Page, Mukesh Sahdev, 2010)

2.2.1 Konsep Dasar Pinch Analysis

Sebagian besar proses industri melibatkan transfer panas baik dari satu aliran proses untuk aliran proses lain (*interchanging*) atau dari aliran utilitas untuk aliran proses. Pada saat ini dengan skenario krisis energi di seluruh dunia, target dalam setiap desain proses industri adalah untuk memaksimalkan pemulihan panas (*Heat Recovery*) proses ke proses dan untuk meminimalkan kebutuhan utilitas (energi). Untuk memenuhi tujuan pemulihan energi maksimum atau kebutuhan energi minimum atau *Minimum Energy Requirement* (MER), diperlukan jaringan penukar panas yang tepat. Desain jaringan seperti itu bukanlah tugas yang mudah mengingat fakta bahwa sebagian besar proses melibatkan sejumlah besar aliran proses dan utilitas. Sebagaimana dijelaskan pada bagian sebelumnya, pendekatan desain tradisional telah menghasilkan jaringan

dengan biaya modal yang tinggi dan utilitas. Dengan munculnya konsep analisis *pinch*, desain jaringan telah menjadi sangat sistematis dan metodis.

Ringkasan dari konsep-konsep kunci yang telah dijelaskan dapat dilihat dibawah ini :

- *Combined Composite Curves*: Digunakan untuk memprediksi target energi minimum (utilitas panas dan dingin) yang diperlukan, area minimum jaringan yang dibutuhkan, dan jumlah minimal unit penukar diperlukan.
- *DT_{min}* dan *Pinch Point*: Nilai *DT_{min}* menentukan seberapa dekat kurva komposit panas dan dingin dapat 'mencubit' (atau diperas) tanpa melanggar Hukum Kedua Termodinamika (tidak ada penukar panas dapat melakukan *Temperature Crossover*).
- *Grand Composite Curve*: Digunakan untuk memilih tingkat yang tepat dari utilitas (memaksimalkan utilitas lebih murah) untuk memenuhi seluruh kebutuhan energi.
- *Energy and Capital Cost Targeting*: Digunakan untuk menghitung biaya tahunan total utilitas dan biaya modal jaringan penukar panas.
- *Total Cost Targeting*: Digunakan untuk menentukan tingkat optimum pemanfaatan panas atau nilai *DT_{min}* optimal, dengan menyeimbangkan energi dan biaya modal. Dengan menggunakan metode ini, adalah mungkin untuk mendapatkan perkiraan yang akurat (10 - 15%) dari biaya sistem pemulihan panas keseluruhan tanpa harus merancang sistem. Inti dari pendekatan pinch adalah kecepatan evaluasi ekonomi.
- *Plus/Minus and Appropriate Placement Principles*: Prinsip "Plus/Minus" menyediakan panduan tentang bagaimana proses dapat dimodifikasi untuk mengurangi kebutuhan utilitas terkait dan biaya. Prinsip Penempatan yang tepat memberikan wawasan untuk integrasi yang tepat dari peralatan kunci seperti kolom distilasi, evaporator, tungku, mesin panas, pompa panas dll dalam rangka untuk mengurangi kebutuhan utilitas dari sistem gabungan.

2.2.2 Data Extraction Flowsheet

Dalam rangka untuk memulai Analisis *Pinch*, data termal yang diperlukan harus diambil dari proses tersebut. Hal ini melibatkan identifikasi kerja proses pemanasan dan pendinginan. Data termal yang diambil dari suatu proses adalah sebagai berikut :

- *Supply Temperature* (TS °C): suhu awal di mana aliran tersedia.
- *Target Temperature* (TT °C): suhu aliran yang ingin dicapai.
- *Heat Capacity Flowrate* (CP kW/°C): merupakan hasil perkalian dari laju alir massa (*Mass Flowrate*) (m) dalam kg/detik dan panas spesifik (*Specific Heat*) (Cp kJ/kg °C).

$$CP = m \times Cp$$

- *Enthalpy Change* (H) terkait dengan aliran yang melewati penukar panas adalah diberikan oleh Hukum Pertama Termodinamika:

$$\text{Persamaan energi Hukum Pertama: } H = Q \pm W$$

Adapun contoh *Thermal Data Extraction* adalah sebagai berikut :

Tabel 3. *Thermal Data Extraction*

Flow	Production rate (te/h)	Mass flow (kg/s)	Specific heat (kJ/kg K)	CP (kW/K)	Initial temperature (°C)	Final temperature (°C)	Heat flow rate (kW)
Crude feed	36	10	2 + 0.005T	25 (mean)	20	180	4,000
Dehydrate	?	(9.67)	3.1	30	152	302	4,500
Bottoms	14.4	4	2.5	10	261	158	1,030
Middle oil	18	5	2	10	199	70	1,290
Light oil	9.6	2.67	2	5.33	52	52	0
Overheads	?	?	?	?	112	45	?
Fresh oil	7.2	2	2	4	20	45	100
Water	1.2	0.33	4.19	1.4	52	52	0

(Sumber : *Introduction to Pinch Technology, Linnhoff March, 1998*)

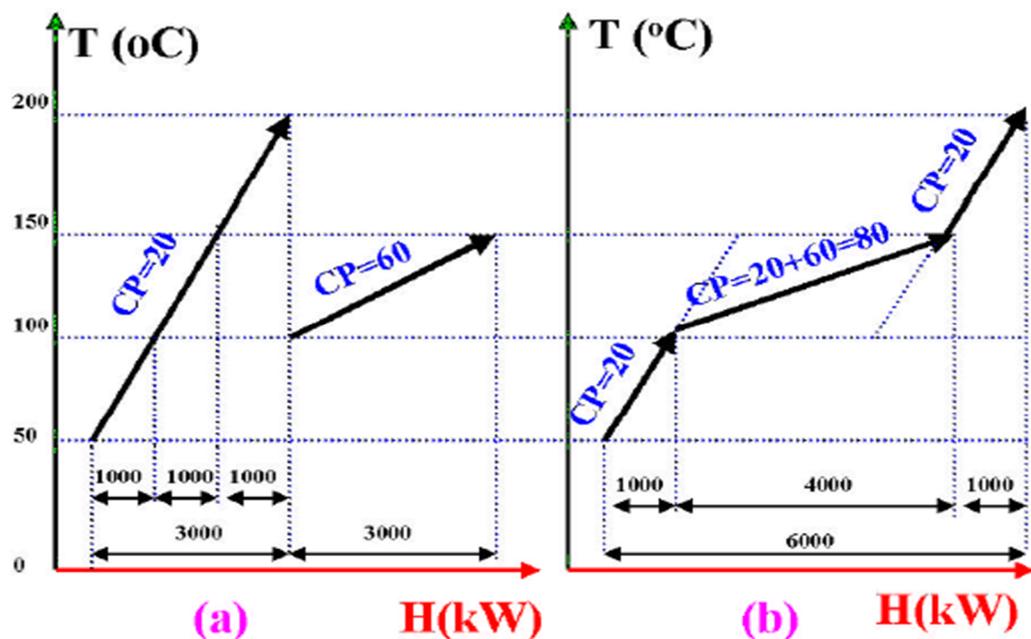
Aliran data dan efek potensial mereka pada kesimpulan dari analisis pinch harus dipertimbangkan selama semua langkah analisis. Setiap data yang salah atau tidak benar dapat menyebabkan kesimpulan yang salah. Untuk menghindari kesalahan, ekstraksi data didasarkan pada prinsip-prinsip yang memenuhi syarat tertentu.

2.2.3 Composite Curves dan Grand Composite Curves

a. Composite Curves

Temperature - Enthalpy (T - H) plot yang dikenal sebagai kurva komposit atau *Composite Curves* telah digunakan selama bertahun-tahun untuk menetapkan target energi pada suatu desain proses. Kurva komposit terdiri dari profil temperatur (T) - enthalpy (H) ketersediaan panas dalam proses (kurva komposit panas) dan kebutuhan panas dalam proses (kurva komposit dingin) bersama-sama dalam sebuah representasi grafis.

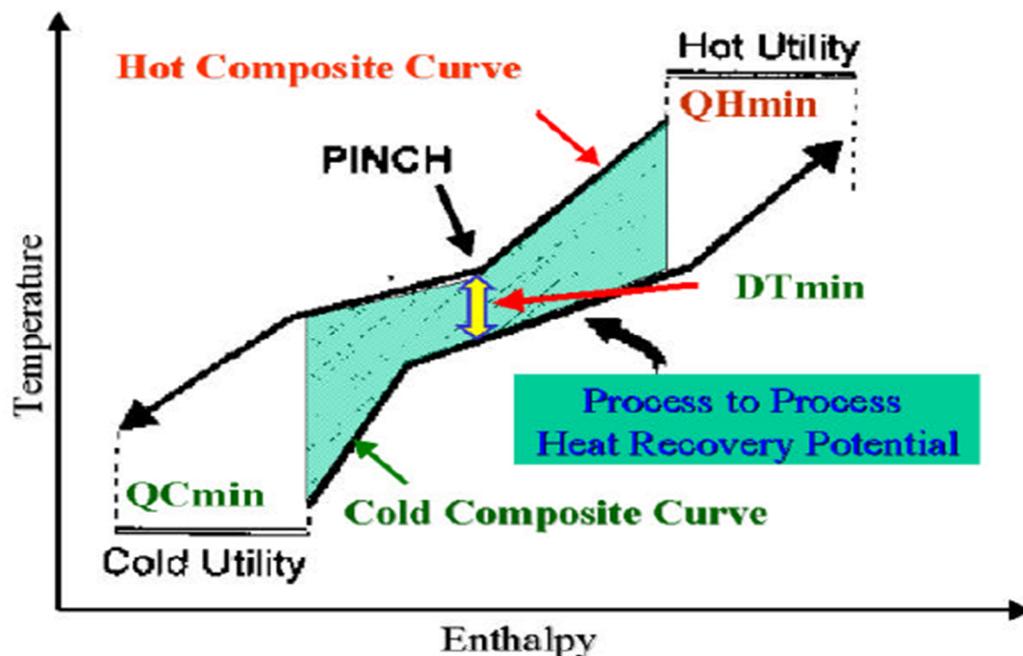
Secara umum setiap aliran dengan nilai kapasitas panas konstan (CP) diwakili pada T - H diagram dengan garis lurus yang berjalan dari aliran temperatur suplai ke aliran temperatur target. Contoh konstruksi kurva komposit panas ditunjukkan pada Gambar 3.



Gambar 3. Hubungan temperatur-enthalpy dalam pembentukan *Composite Curves*
(Sumber : *The Chemical Engineer Resources Page, Mukesh Sahdev, 2010*)

Bila ada sejumlah aliran panas dan dingin, pembentukan kurva komposit panas dan dingin hanya melibatkan penambahan perubahan entalpi aliran dalam interval suhu masing-masing. Kurva komposit panas atau dingin lengkap terdiri dari serangkaian garis lurus terhubung, setiap perubahan lereng merupakan perubahan laju aliran panas aliran kapasitas panas keseluruhan (CP).

Untuk pertukaran panas yang terjadi dari aliran panas ke aliran dingin, aliran hot kurva pendinginan harus terletak di atas kurva arus pemanasan-dingin. Karena sifat 'tertekuk' dari kurva komposit (Gambar 4), mereka saling mendekati paling dekat pada satu titik didefinisikan sebagai suhu minimum pendekatan (DT_{min}). DT_{min} dapat diukur secara langsung dari profil T-H sebagai perbedaan vertikal minimum antara kurva panas dan dingin. Titik perbedaan suhu minimum ini merupakan hambatan dalam pemanfaatan panas dan sering disebut sebagai "Pinch". Peningkatan hasil nilai DT_{min} dalam menggeser kurva horizontal terpisah menghasilkan pertukaran panas proses ke proses yang lebih rendah dan persyaratan utilitas yang lebih tinggi. Pada nilai DT_{min} tertentu, tumpang tindih menunjukkan lingkup maksimum yang mungkin untuk pemulihan panas dalam proses.

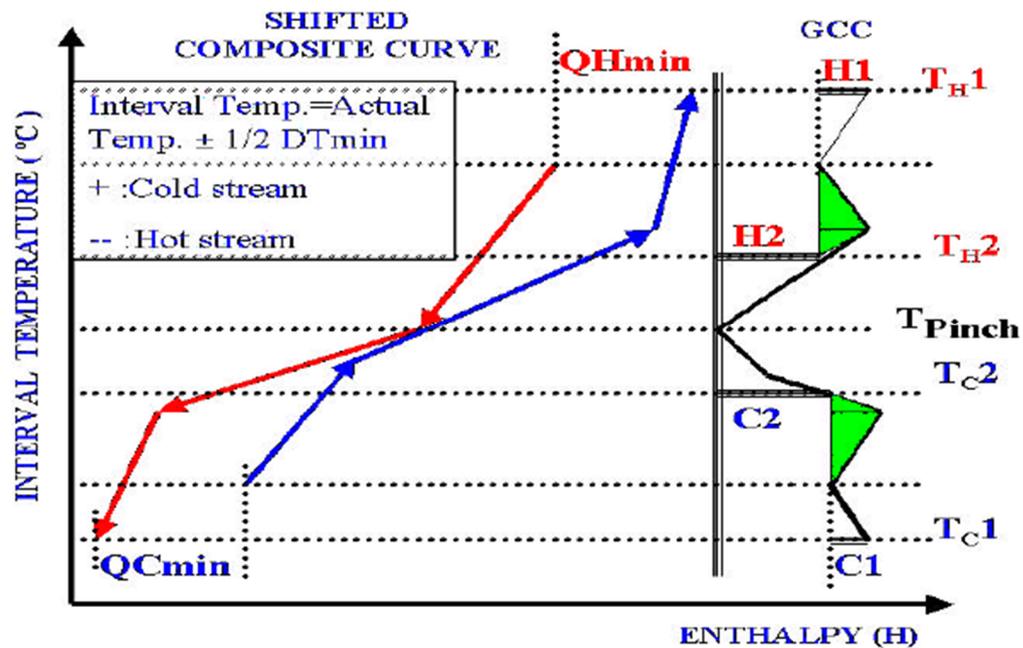


Gambar 4. Combined Composite Curves
(Sumber : The Chemical Engineer Resources Page, Mukesh Sahdev, 2010)

Overshoot panas akhir dan dingin akhir menunjukkan persyaratan minimum utilitas panas (QH_{min}) dan kebutuhan minimum utilitas dingin (QC_{min}), dari proses untuk DT_{min} dipilih

b. Grand Composite Curves

Dalam memilih utilitas yang akan digunakan, menentukan suhu utilitas, dan memutuskan kebutuhan utilitas, kurva komposit dan PTA tidak terlalu berguna. Pengenalan alat baru, *Grand Composite Curve* (GCC), diperkenalkan pada tahun 1982 oleh Itoh, Shiroko dan Umeda. GCC (Gambar 5) menunjukkan variasi pasokan panas dan permintaan dalam proses. Menggunakan diagram ini perancang dapat menemukan utilitas mana yang akan digunakan. Perancang bertujuan untuk memaksimalkan penggunaan tingkat utilitas yang lebih murah dan meminimalkan penggunaan tingkat utilitas mahal. Uap tekanan rendah dan air pendingin lebih disukai daripada uap bertekanan tinggi dan refrigerasi.



Gambar 5. Grand Composite Curve

(Sumber : The Chemical Engineer Resources Page, Mukesh Sahdev, 2010)

Informasi yang diperlukan untuk pembentukan GCC datang langsung dari *Problem Table Algorithm* yang dikembangkan oleh Linnhoff & Flower (1978). Metode ini melibatkan pergeseran (sepanjang suhu [Y] axis) dari kurva komposit panas turun $1/2 DT_{min}$ dan komposit kurva dingin oleh $1/2 DT_{min}$. Sumbu vertikal pada kurva komposit bergeser menunjukkan suhu interval proses. Dengan kata lain, kurva bergeser dengan mengurangi bagian dari pendekatan suhu yang diijinkan dari suhu aliran panas dan menambahkan sisa bagian dari pendekatan

suhu yang diijinkan untuk suhu aliran dingin. Hasilnya adalah skala berdasarkan suhu proses memiliki penyisihan pendekatan suhu (DT_{min}). *Grand Composite Curve* kemudian dibangun dari entalpi (horizontal) perbedaan antara kurva komposit bergeser pada temperatur yang berbeda. Pada GCC, jarak horisontal yang memisahkan kurva dari sumbu vertikal di bagian atas skala suhu menunjukkan konsumsi utilitas panas keseluruhan proses.

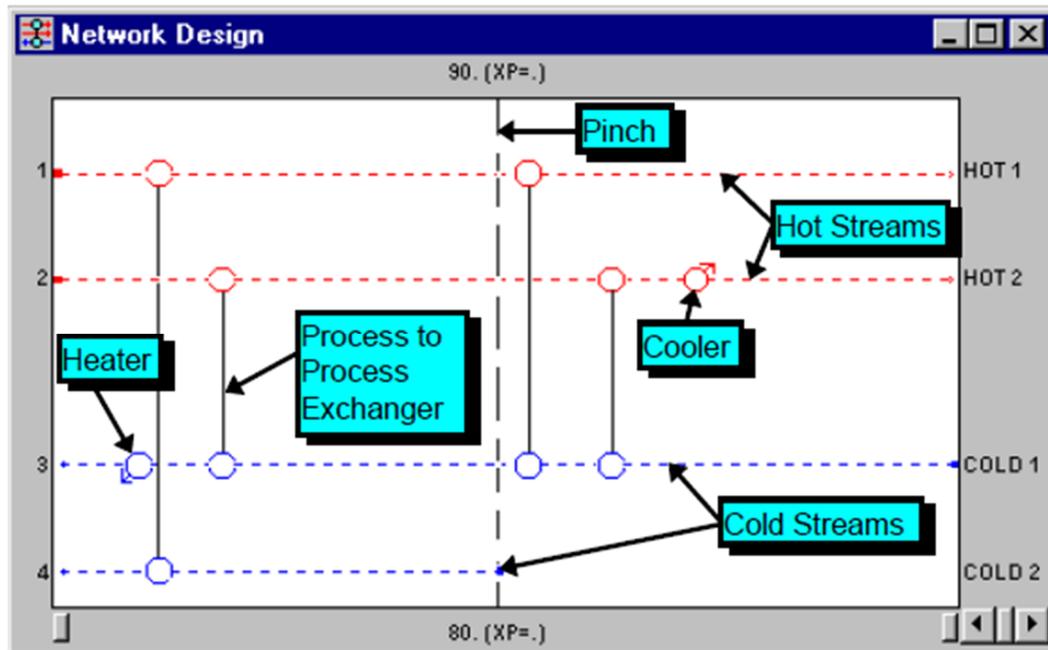
Gambar 5 menunjukkan bahwa tidak perlu untuk memasok utilitas panas pada tingkat suhu H1. GCC menunjukkan bahwa kita dapat menyediakan utilitas panas lebih dari dua tingkat suhu TH1 (*HP steam*) dan TH2 (*LP steam*). Ingatlah bahwa, ketika menempatkan utilitas di GCC, interval, dan suhu utilitas yang tidak sebenarnya, harus digunakan. Total kebutuhan utilitas panas minimum tetap sama: $QH_{min} = H1$ (*HP steam*) + $H2$ (*LP steam*). Demikian pula, $QC_{min} = C1$ (*Refrigerant*) + $C2$ (CW). Poin TH2 dan TC2 mana tingkat H2 dan C2 menyentuh kurva batas komposit disebut "*Utility Pinch*". Kantong hijau yang diarsir merupakan pertukaran panas proses ke proses.

Singkatnya, *Grand Composite Curve* adalah salah satu alat yang paling dasar yang digunakan dalam analisis pinch untuk pemilihan tingkat utilitas yang tepat dan untuk penargetan dari himpunan beberapa tingkat utilitas. Penargetan melibatkan pengaturan beban sesuai untuk berbagai tingkat utilitas dengan memaksimalkan beban utilitas paling murah dan meminimalkan beban pada utilitas yang paling mahal.

2.2.4 Heat Exchanger Networking (HEN) Grid Diagram

Desain jaringan penukar panas dapat dicapai dengan memeriksa aliran panas yang dapat disesuaikan dengan aliran dingin melalui pemulihan panas (*Heat Recovery*). Dalam *Heat Exchanger Networking (HEN) Grid Diagram*, proses *pinch* tersebut ditunjukkan oleh garis putus-putus vertikal yang memotong proses tersebut menjadi dua bagian. Temperatur *hot and cold pinch* seperti yang ditetapkan dari kurva komposit ditunjukkan pada diagram jaringan (ditampilkan sebagai 90° C dan 80° C masing-masing pada Gambar 6). Perbedaan antara

temperatur *hot and cold pinch* sama dengan DT_{min} seperti terlihat pada kurva komposit.



Gambar 6. Contoh dari *Heat Exchanger Networking (HEN) Grid Diagram*
(Sumber : *Introduction to Pinch Technology*, Linnhoff March, 1998)

Aliran panas yang ditampilkan pada dua garis bagian atas, berjalan dari kiri ke kanan dengan garis putus-putus merah. Aliran dingin berjalan di bagian bawah, dari kanan ke kiri dengan garis putus-putus biru. Sebuah penukar panas (*Heat Exchanger*) mentransfer panas antara aliran proses ditunjukkan oleh garis vertikal bergabung lingkaran pada dua aliran yang cocok. Sebuah pemanas (*Heater*) ditunjukkan sebagai lingkaran biru tunggal dengan panah menunjuk ke bawah dan pendingin (*Cooler*) ditampilkan sebagai lingkaran merah tunggal dengan panah mengarah ke atas.

2.3 Aspen Energy Analyzer (HX-Net)

Integrasi panas (*Heat Integration*) di *Aspen Energy Analyzer* (sebelumnya disebut *HX-Net*) dirancang untuk menganalisis dan meningkatkan Kinerja Jaringan Penukar Panas (*Heat Exchanger Networking*). *Aspen Energy Analyzer* berfokus pada analisis jaringan dari operasi serta sudut pandang desain.

Operation Mode adalah alat yang tersedia di *Aspen Energy Analyzer* untuk menganalisis kinerja desain Jaringan Penukar Panas yang sudah ada ketika kondisi operasi berubah. Penurunan perpindahan panas akibat *fouling*, penghapusan penukar panas dari jaringan, perubahan dalam suhu *inlet* atau laju alir massa pada aliran proses antara variabel operasi yang mungkin dapat dipertimbangkan untuk modifikasi. Hasil menunjukkan dampak dalam desain secara otomatis diberikan ketika nilai-nilai baru untuk satu atau lebih dari variabel-variabel operasi yang dimasukkan.

1. Process Streams

Process Streams atau aliran proses adalah aliran yang mengandung fluida yang ingin dipanaskan atau didinginkan. Sebagai syarat minimal, *Aspen Energy Analyzer* mengharuskan Anda untuk menentukan nama aliran proses, suhu inlet, temperatur outlet, dan MCp atau Entalpi.

MCp adalah produk dari kapasitas panas spesifik (*Specific Heat Capacity*) dari aliran proses (Cp) dan laju alir massa dari aliran proses. Persamaan berikut digunakan untuk menghitung MCp:

$$MCp = \frac{dH}{dT}$$

Where:

dH = The incremental change in enthalpy of the process stream

dT = The incremental change in temperature of the process stream

MCp jarang bervariasi ketika perbedaan suhu tidak terlalu besar. Namun, untuk perbedaan suhu lebih besar, anda harus mensegmentasi aliran pada kisaran

suhu yang berbeda untuk secara akurat menggambarkan nilai MC_p dari aliran seperti yang dipanaskan atau didinginkan.

Sebagai aliran proses yang masuk dan keluar dari Jaringan Penukar Panas, perubahan entalpi :

- Untuk aliran proses yang dipanaskan, perubahan entalpi adalah total kerja (*duty*) yang dibutuhkan untuk memanaskan aliran dari temperatur suplai ke temperatur target.
- Untuk aliran proses yang didinginkan, perubahan entalpi adalah total kerja (*duty*) yang diperlukan untuk mendinginkan aliran dari temperatur suplai ke temperatur target.

Aliran proses dalam Jaringan Penukar Panas dapat dikategorikan menjadi dua jenis :

-  COLD. Aliran proses dingin dipanaskan dalam Jaringan Penukar Panas. Suhu *inlet* aliran proses dingin lebih rendah dari suhu *outlet*.
-  HOT. Aliran proses panas didinginkan dalam Jaringan Penukar Panas. Suhu *inlet* aliran proses panas lebih tinggi dari suhu *outlet*.

Aspen Energy Analyzer menentukan jenis aliran berdasarkan pada suhu *inlet* dan suhu *outlet* dari aliran proses.

2. Utility Streams

Utility Streams (aliran yang mengandung fluida pemanas atau pendingin yang dihasilkan oleh utilitas) yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pemanasan atau pendinginan pada aliran proses. Kebanyakan program simulasi, seperti *Aspen Hysys*, tidak memiliki konsep utilitas. mereka hanya menggunakan pemanas / pendingin untuk memenuhi beberapa permintaan *heating / cooling*.

Sebagai syarat minimal, maka perlu untuk menentukan nama aliran utilitas, temperatur *inlet* dan *outlet*. Selain itu, Anda harus memasukkan biaya per energi utilitas jika Anda ingin menghitung biaya operasional dari Jaringan Penukar Panas. Kebutuhan informasi di atas hanya diperlukan jika Anda ingin memasukkan aliran utilitas anda sendiri. *Aspen Energy Analyzer* memasok daftar

utilitas standar sehingga anda dapat memilih semua informasi yang Anda butuhkan.

Aliran utilitas dalam Jaringan Penukar Panas dapat dikategorikan menjadi dua jenis:

-  COLD. Aliran utilitas dingin dipanaskan dalam Jaringan Penukar Panas. Suhu *inlet* aliran proses dingin lebih rendah dari suhu *outlet*.
-  HOT. Aliran utilitas panas didinginkan dalam Jaringan Penukar Panas. Suhu *inlet* aliran proses panas lebih tinggi dari suhu *outlet*.

3. *Economic Parameters*

Economic Parameters atau parameter ekonomi diperlukan untuk menghitung biaya modal (*Capital Cost*) dan *Annualization Factor* dari penukar panas dalam *jaringan penukar panas*. Parameter ekonomi bervariasi tergantung pada jenis penukar panas yang digunakan dalam jaringan tersebut.

Ada dua jenis penukar panas dalam program ini. Setiap jenis memiliki persamaannya sendiri / rumus untuk menghitung biaya modal.

- *Heat Exchanger*. Pilihan ini mempertimbangkan *Shell and Tube Exchanger*, yang menggunakan konveksi untuk mentransfer energi. Biaya modal berdasarkan area perpindahan panas.
- *Fired Heater*. Pilihan ini mempertimbangkan jenis *Fired Heater*, yang menggunakan radiasi untuk mentransfer energi. Biaya modal didasarkan pada tugas / jumlah energi yang perlu ditransfer.

Parameter ekonomi dasar yang digunakan untuk menghitung biaya jaringan penukar panas dikelompokkan menjadi tiga set biaya: biaya modal (*Capital Cost*), biaya operasional (*Operating Cost*), dan biaya total tahunan (*Total Annualize Cost*).

a. *Capital Cost*

Biaya modal adalah biaya tetap untuk membeli dan memasang penukar panas (*Heat Exchanger*). Seperti disebutkan sebelumnya, *Aspen Energy Analyzer* menyediakan dua jenis penukar panas: *Shell & Tube* dan *Fired Heater*. Setiap

jenis panas peralatan memiliki persamaan mereka sendiri untuk menghitung biaya modal:

Shell & Tube

$$CC = a + b \left(\frac{Area}{N_{Shell}} \right)^c \times N_{Shell}$$

Fired Heater

$$CC = a + b (Duty)^c$$

Where:

CC = The installed capital cost of a heat exchanger (\$)

a = The installation cost of the heat exchanger (\$)

b,c = The duty/area-related cost set coefficients of the heat exchanger

Area = The heat transfer area of the heat exchanger

N_{shell} = The number of heat exchanger shells in the heat exchanger

Duty = The amount of energy being transferred in the heat exchanger

b. Operating Cost

Biaya operasional adalah biaya tergantung waktu yang mewakili biaya energi untuk menjalankan peralatan. Untuk *Aspen Energy Analyzer*, biaya operasi tergantung pada target energi yang dihitung dalam Jaringan Penukar Panas ini :

$$OC = \sum (C_{hu} \times Q_{hu,min}) + \sum (C_{cu} \times Q_{cu,min})$$

Where:

OC = The operating cost (\$/yr)

Chu = The utility cost for hot utility (\$/kW yr)

Q_{hu,min} = The energy target of hot utility (kW)

Ccu = The utility cost for cold utility (\$/kW yr)

Q_{cu,min} = The energy target of cold utility (kW)

c. *Total Annualize Cost*

Total Annualize Cost merupakan total biaya modal dan biaya operasi yang terkait dengan penukar panas di jaringan tersebut. Persamaan di bawah ini digunakan untuk menghitung *TAC* :

$$TAC = \Delta x \sum CC + OC$$

Where:

CC = The installed capital cost of a heat exchanger (\$)

OC = The operating cost (\$/yr)

Δ = The Annualization factor (1/yr)

Annualization Factor menyumbang depresiasi biaya modal pada pabrik. Ini harus dipertimbangkan karena biaya modal dan biaya operasional dari Jaringan Penukar Panas tidak memiliki satuan yang sama. Persamaan di bawah ini digunakan untuk menghitung faktor analisis :

$$\Delta = \frac{(1 + \frac{ROR}{100})^{PL}}{PL}$$

Where:

ROR = The rate of return (percent of capital)

PL = The plant life (yr)

Biasanya tujuan dari *Design Engineer* adalah untuk meminimalkan total biaya tahunan pabrik.