

Pengaruh °Brix Terhadap Karakteristik Perpindahan Panas pada Evaporator Robert Sistem Quintuple Effect di PG. Gempolkrep

Eza Anansa Storia dan Prabowo

Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)

Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya 60111 Indonesia

e-mail: prabowo@me.its.ac.id

Abstrak— Pabrik Gula Gempolkrep mengoperasikan evaporator Robert secara quintuple-effect dengan variasi tekanan yakni 1,6 bar, 1,26 bar, 0,9 bar, 0,54 bar dan 0,18 bar. Tekanan yang rendah membuat titik didih nira semakin menurun sehingga didapatkan nira yang terkonsentrasi. Konsentrasi nira ditunjukkan dalam °brix. Dalam penelitian ini, *overall heat transfer coefficient* dihitung untuk mengetahui karakteristik perpindahan panas. Nilai ini dihitung berdasarkan metode Dessin dan koefisien konveksi perpindahan panas. Konveksi sisi dalam tube dihitung menggunakan *Chen's correlation* sedangkan sisi luar tube dihitung menggunakan persamaan konveksi kondensasi film. Hasil yang didapat yaitu °brix semakin besar setiap keluar evaporator yakni 18 °brix, 25 °brix, 32 °brix, 43 °brix dan 68 °brix. Nilai U yang didapat untuk kelima evaporator berdasarkan metode Dessin adalah 3,46 kW/m².K, 2,92 kW/m².K, 2,35 kW/m².K, 1,71 kW/m².K, dan 0,86 kW/m².K, sedangkan berdasarkan pendekatan koefisien konveksi didapat U 3,14 kW/m².K, 2,92 kW/m².K, 2,48 kW/m².K, 2,21 kW/m².K dan 1,57 kW/m².K secara berurutan.

Kata Kunci—°brix, evaporator, *overall heat transfer coefficient*, *quintuple-effect*.

I. PENDAHULUAN

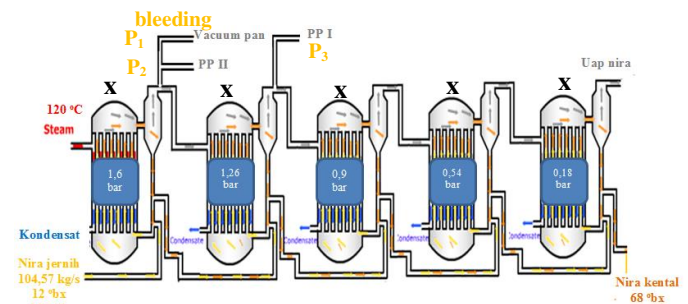
Proses penguapan merupakan proses penting didalam pembuatan gula. Pada dasarnya permintaan panas di pabrik gula terjadi pada proses pemanasan nira, evaporasi, dan kristalisasi. Semua proses diatas dibutuhkan untuk proses produksi, namun evaporasi ditekankan dalam aspek integrasi termal karena merupakan proses dengan konsumsi energi terbesar [1].

Evaporator merupakan suatu alat yang digunakan untuk proses evaporasi. Pada industri gula manfaat dari alat ini yaitu untuk mengentalkan nira sebelum diolah lebih lanjut dan untuk menurunkan aktivitas air. Di PG. Gempolkrep, evaporator yang digunakan adalah evaporator tipe Robert dengan prinsip *quintuple effect*. Tekanan tiap evaporator dibuat menurun agar titik didih larutan nira menurun pula. Dengan kondisi tersebut air yang terkandung didalam nira akan teruapkan pada temperatur yang cukup rendah.

Dengan pentingnya proses evaporasi maka dikaji ulang prosesnya sehingga diketahui proses perpindahan panas yang terjadi. Analisis dilakukan secara termodinamika dan

perpindahan panas sehingga diketahui nilai *overall heat transfer coefficient* yang dihitung menggunakan dua metode yang berbeda yaitu metode Dessin dan metode koefisien konveksi, selain itu dihitung luasan perpindahan panas kemudian dianalisis parameter-parameter yang berpengaruh terhadap °brix.

II. METODE PENELITIAN



Gambar. 1. Data Operasi PG. Gempolkrep

Data yang didapat dari PG. Gempolkrep adalah seperti pada gambar 1 diatas. Langkah-langkah analisis:

1. Menentukan temperatur saturasi air
Pressure yang ditunjukkan vessel sudah dalam bentuk absolut, sehingga akan didapat temperatur saturasi uap pada tekanan tertentu.
2. Menghitung mass flow nira
Mass flow nira yang masuk evaporator dapat ditentukan dari kapasitas giling PG. Gempolkrep. Dengan kapasitas giling sebesar 8200 TCD maka akan diketahui mass flow rate masuk evaporator Robert.
3. Menghitung total air yang diuapkan selama evaporasi [2]

$$E = J \left(1 - \frac{B_j}{B_s} \right) \dots \dots (2.1)$$

dimana:

E = Jumlah air yang diuapkan (kg/s)

J = Mass flow nira jernih (kg/s)

B_j = °brix nira jernih

B_s = °brix nira mentah

4. Menghitung uap bleeding [3]

$$P = \frac{\dot{m} \times C_p \times \Delta T}{r} \dots \dots (2.2)$$

dimana :

P = kebutuhan uap (ton/jam)

\dot{m} = laju alir nira (ton/jam)

Cp = kapasitas panas (kcal/kg.K)

ΔT = perbedaan temperatur (K)

r = kalor laten pada suhu uap *bleed* (kcal/kg)

5. Menghitung banyaknya air yang diuapkan masing-masing vessel [2]

$$5^{\text{st}} \text{ vessel} = X$$

$$4^{\text{th}} \text{ vessel} = X$$

$$3^{\text{rd}} \text{ vessel} = X$$

$$2^{\text{nd}} \text{ vessel} = X + P_1$$

$$1^{\text{st}} \text{ vessel} = X + P_1 + P_2 + P_3$$

$$E = 5X + 2P_1 + P_2 + P_3$$

6. Menghitung laju alir nira tiap vessel menggunakan mass balance

7. Menghitung \circ brix keluar evaporator [2]

$$B_o = B_i \times \frac{\dot{m}_{\text{jernih}}}{\dot{m}_{\text{jernih}} - E} \dots \dots \dots (2.3)$$

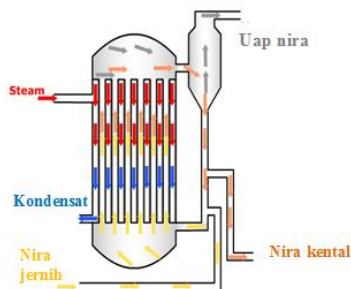
8. Menghitung *boiling point elevation* (BPE)[3]

$$\Delta T_b = \frac{2B}{100 - B} \dots \dots \dots (2.4)$$

9. Menghitung temperatur nira [3]

$$T_j = T_{w,\text{sat}} + \Delta T_b \dots \dots \dots (2.5)$$

10. Menghitung heat balance single vessel [4]



Gambar. 2. Heat Balance singel vessel

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} + Q_{\text{nira jernih}} &= Q_{\text{uap nira}} + Q_{\text{nira kental}} + Q_{\text{kondensat}} \\ (\dot{m}_{\text{steam}} \times h_{\text{steam}}) + (\dot{m}_{\text{nira jernih}} \times h_{\text{nira jernih}}) &= (\dot{m}_{\text{uap nira}} \times h_{\text{uap nira}}) \\ &+ (\dot{m}_{\text{nira kental}} \times h_{\text{nira kental}}) \\ &+ (\dot{m}_{\text{kondensat}} \times h_{\text{kondensat}}) \dots \dots \dots (2.6) \end{aligned}$$

11. Menghitung *overall heat transfer coefficient*

- a. Dessin [5]

$$U = L \frac{(100 - B)(t_v - 54)}{1.000} \dots \dots \dots (2.7)$$

- b. Koefisien konveksi [6]

- Sisi dalam tube menggunakan korelasi Chen

$$h_{fc} = F(X_{tt})h_L \dots \dots \dots (2.8)$$

$$h_L = C \left(\frac{k_L}{D_i} \right) Re_L^m Pr_L^n \dots \dots \dots (2.9)$$

$$Re = \frac{4\dot{m}(1 - x)}{\pi D \mu} \dots \dots \dots (2.10)$$

$$x = \frac{\dot{m}_{\text{uap}}}{\dot{m}_{\text{nira}}} \dots \dots \dots (2.11)$$

$$X_{tt} = \left(\frac{1 - x}{x} \right)^{0.9} \left(\frac{\rho v}{\rho l} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu l}{\mu v} \right)^{0.1} \dots \dots \dots (2.12)$$

$$F(X_{tt}) = 2,35(X_{tt}^{-1} + 0,213)^{0,736} \quad (X_{tt} < 10) \dots \dots \dots (2.13)$$

$$F(X_{tt}) = 1 \quad (X_{tt} \geq 10) \dots \dots \dots (2.14)$$

konveksi boling diberikan dengan persamaan:

$$h_b = S_{CH}h_{nb} + h_{fc} \dots \dots \dots (2.15)$$

dimana:

h_b = koefisien perpindahan konveksi boling

h_{nb} = koefisien perpindahan panas *nucleate boiling*

$$S_{CH} = (1 + 2,63 \times 10^{-6} Re^{1,17})^{-1}$$

Reynolds yang digunakan untuk menghitung S_{CH} adalah

$$Re = Re_L [F(X_{tt})]^{1,25} \dots \dots \dots (2.16)$$

Sedangkan untuk nukleat boiling, Chen menggunakan korelasi Forster-Zuber:

$$h_{nb} = 0,00122 \frac{k_L^{0,79} C_{pL}^{0,45} \rho_L^{0,49} \Delta T_e^{0,24} \Delta P_{sat}^{0,75}}{\sigma^{0,5} \mu_L^{0,29} h_{fg} \rho_v^{0,24}} \dots (2.17)$$

Propertis nira [3]

- Densitas

$$\rho = 1000 \left[1 + \frac{B(B + 200)}{54.000} \right] \left[1 - 0,036 \frac{t - 20}{160 - t} \right] \dots \dots (2.18)$$

- Kapasitas panas

$$Cp = 4,1868 - B(0,0297 - 4,6 \times 10^{-5} P) + 7,5 \times 10^{-5} B t \dots \dots \dots (2.19)$$

- Konduktivitas thermal

$$k =$$

$$\begin{aligned} (1 - 0,54B) \cdot \left[0,561 + 0,206 \left(\frac{t}{100} \right) - 0,0943 \left(\frac{t}{100} \right)^2 \right. \\ \left. - 0,007746 \left(\frac{t}{100} \right)^3 \right] \dots \dots \dots (2.20) \end{aligned}$$

- Viskositas

Viskositas diambil dari

<http://sugartech.co.za/viscosity/index.php>.

- Kondensasi tube vertikal [7]

$$Ja = \frac{c_{pL}(T_{sat} - T_s)}{h_{fg}} \dots \dots \dots (2.21)$$

$$h'_{fg} = h_{fg}(1 + 0,68 Ja) \dots \dots \dots (2.22)$$

$$P = \frac{k_L L (T_{sat} - T_s)}{\mu_l h'_{fg} \left(\frac{v_l^2}{g} \right)^{1/3}} \dots \dots \dots (2.23)$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L \left(\frac{v_l^2}{g} \right)^{1/3}}{k_l} = 0,943 P^{-1/4}, \text{ jika } P \leq 15, \dots \dots (2.24)$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L \left(\frac{v_L^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}}}{k_l} = \frac{1}{P} (0,68P + 0,89)^{0,82}, \text{ jika } 15,8 \leq P \leq 2.530 \dots \dots \dots (2.25)$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L \left(\frac{v_L^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}}}{k_l} = \frac{1}{P} \left[(0,024P - 53) Pr_L^{\frac{1}{2}} + 89 \right]^{\frac{4}{3}}, \text{ jika } P \geq 2530, Pr_L \geq 1 \dots \dots \dots (2.26)$$

12. Menghitung luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U \Delta T}$$

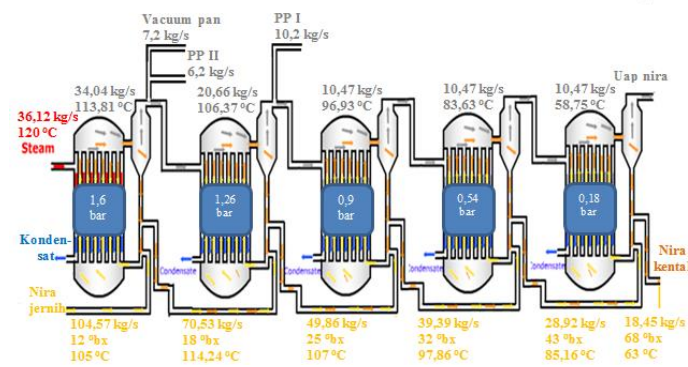
III. HASIL DAN DISKUSI

3.1 Hasil Analisis Quintupl-effect

Dengan mengikuti langkah-langkan pada bab tiga maka akan didapatkan nilai-nilai temperatur, laju alir massa setiap material, °brix, *overall heat transfer coefficient*, hingga luas perpindahan panas.

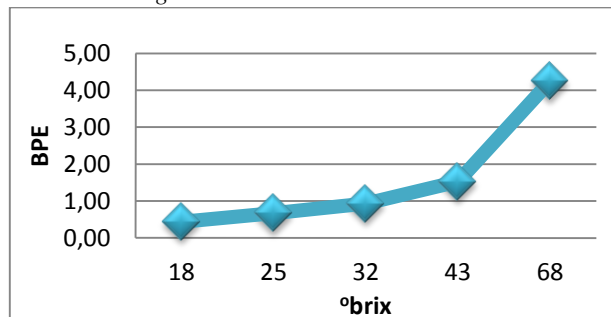
3.1.1 Mass Balance

Untuk mengetahui laju alir nira tiap vessel maka digunakan mass balance dari masing-masing vessel. Setelah laju alir nira diketahui maka °brix keluar masing-masing vessel dapat dihitung. Menghitung nilai °brix keluar vessel sangatlah penting karena digunakan untuk menghitung temperatur nira dan *overall heat transfer coefficient*. Hasil perhitungan mass balance dapat dilihat pada gambar 3 dibawah ini.



Gambar. 3. Flowsheet Evaporator Quintuple-effect

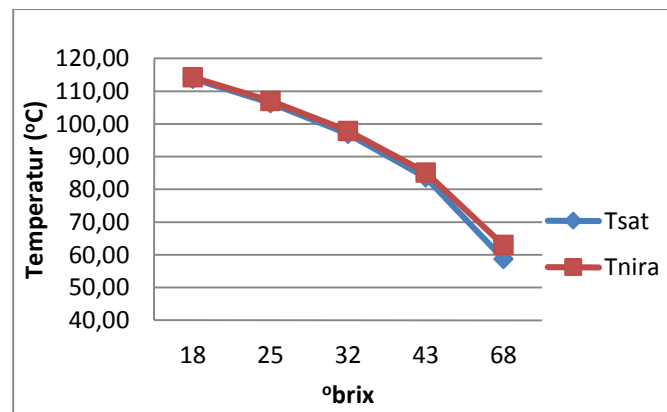
3.1.2 Boiling Point Elevation



Gambar. 4. °brix Terhadap BPE

Gambar 4 diatas merupakan grafik hubungan antara °brix dengan *boiling point elevation*. Suatu larutan akan memiliki titik didih yang lebih tinggi dari pelarut murni (air). Semakin banyak zat yang terlarut di dalam pelarut murni maka larutan tersebut akan memiliki *boiling point elevation* yang semakin besar dari air. Derajat brix berbanding lurus dengan *boiling point elevation* sehingga semakin besar nilai °brix maka BPEnya akan semakin besar pula. Dengan kata lain, semakin banyak zat terlarut dalam larutan nira maka titik didih nira akan semakin jauh diatas air. Nilai °brix 68 pada vessel kelima menunjukkan bahwa 68% dari larutan tersebut adalah zat padat terlarut sedangkan 32% sisanya adalah air. Jumlah tersebut menunjukkan bahwa pelarut yang terkandung dalam larutan nira semakin sedikit dan jumlah zat terlarutnya semakin banyak, sehingga dengan jumlah zat padat terlarut yang besar akan membuat titik didih nira semakin tinggi dibandingkan air.

Untuk mendapatkan nilai temperatur nira, maka *boiling point elevation* ditambahkan pada temperatur saturasi uap air. Setelah *boiling point elevation* ditambahkan ke temperatur saturasi uap maka terlihat perbedaan temperatur didih antara air dan nira seperti pada gambar 5. Semakin banyak zat terlarut didalam larutan maka titik didihnya semakin berbeda jauh. Pada °brix 18 didapat *boiling point elevation* hanya sebesar 0,43 °C. Namun ketika zat terlarut sudah mencapai 68%, *boiling point elevation* dapat mencapai 4,25 °C. Nilai BPE ini sangat penting dalam perancangan awal evaporator, karena saat menghitung area perpindahan panas nilai perbedaan temperatur yang digunakan dalam perhitungan adalah perbedaan antara temperatur uap pemanas dengan titik didih nira bukan antara temperatur uap pemanas dengan temperatur saturasi uap.

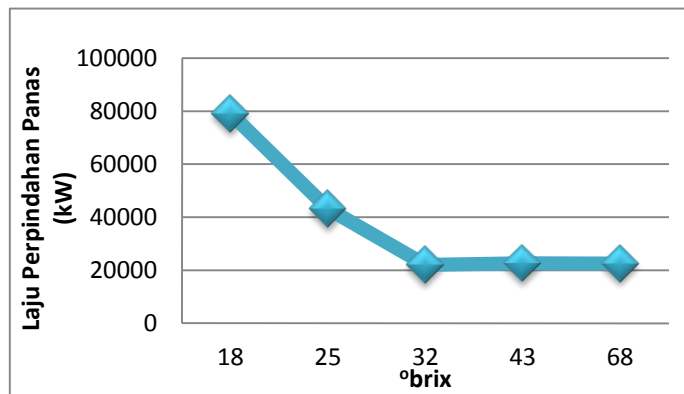


Gambar. 5. °brix Terhadap Temperatur Saturasi

3.1.3 Heat Balance

Gambar 6 merupakan grafik hubungan antara °brix dengan laju perpindahan panas. Terlihat bahwa semakin besar °brix maka laju perpindahan panasnya semakin rendah, hal ini disebabkan oleh mass flow rate uap dari vessel 1 ke vessel berikutnya semakin sedikit. Pada tiga vessel terakhir didapatkan nilai laju perpindahan panas yang cenderung sama, hal ini karena pada tiga vessel terakhir uap nira tidak di-bleed sehingga mass flow rate uap sama hanya saja *latent heat of vaporization*nya semakin besar. Panas yang dihasilkan vessel

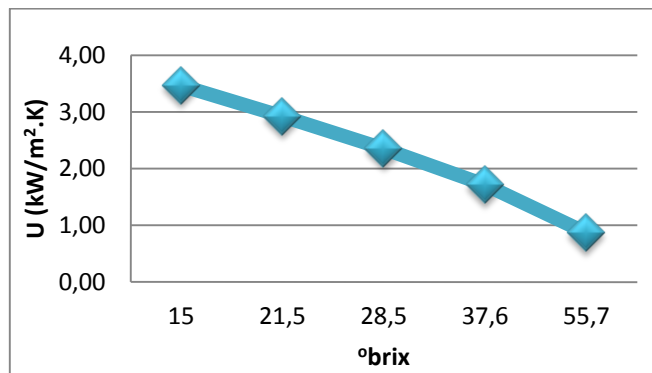
adalah pertukaran panas antara steam dengan penguapan nira, sehingga energi panas yang dilepas steam harus sama dengan energi panas yang diterima oleh nira.



Gambar 6. °brix Terhadap Laju Perpindahan Panas

3.1.4 Overall Heat Transfer Coefficient

Gambar 7 merupakan grafik hubungan antara °brix dengan *overall heat transfer coefficient*. Terlihat bahwa semakin besar °brix maka nilai U semakin turun. Derajat brix menunjukkan konsentrasi nira, nilai °brix yang semakin tinggi menunjukkan bahwa nira semakin terkonsentrasi. Pada vessel kelima, °brix mencapai angka maksimal untuk stasiun penguapan yaitu 68 (Hugot, 1960) namun untuk perhitungan digunakan °brix rata-rata didalam *calandria*. Berdasarkan persamaan 2.7 yakni $U = L \frac{(100-B)(t-54)}{1000}$, B merupakan °brix rata-rata didalam vessel. Persamaan tersebut menunjukkan bahwa semakin besar °brix maka nilai U akan menurun. Selain °brix parameter yang mempengaruhi nilai U adalah temperatur uap pemanas. Sehingga dapat disimpulkan bahwa *overall heat transfer coefficient* bergantung pada dua parameter yaitu temperatur saturasi dan konsentrasi nira.



Gambar 7. °brix Terhadap Overall Heat Transfer Coefficient

3.1.5 Luas Perpindahan Panas

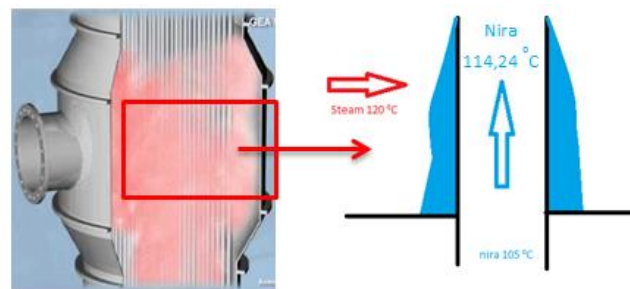
Hasil perhitungan memberikan angka yang cukup sesuai dengan eksisting, kecuali pada vessel 2. Berdasarkan analisis perhitungan, vessel 2 membutuhkan luas sekitar 2.100 m² namun PG. Gempolkrep mempunyai evaporator dengan luasan 3.000 m², hal ini mungkin karena pada awal perencanaan *quintuple effect*, uap hasil evaporasi dari badan pertama tidak akan di bleed kedua melainkan satu alat saja.

Tabel 1.
Luas Perpindahan Panas

°brix	Q (kW)	U (kW/m².K)	ΔT (°C)	A (m²)	A eksisting (m²)
18	79.203,25	3,46	5,76	3.974	4.000
25	43.099,14	2,92	6,77	2.180	3.000
32	22.017,85	2,35	8,51	1.103	1.200
43	22.660,13	1,71	11,77	1.126	1.200
68	22.524,45	0,86	20,63	1.268	1.200

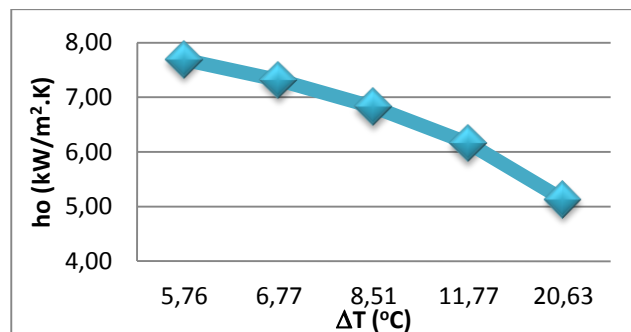
3.2 Proses Penguapan

3.2.1 Kondensasi



Gambar 8. Proses Kondensasi

Pada evaporator ini diasumsikan kondensasi terjadi secara *film condensation* seperti pada gambar 8 karena permukaan tube dianggap bersih dan tidak terkontaminasi. Adanya lapisan ini tidak menguntungkan karena dapat menjadi isolasi panas yang merugikan ditinjau dari proses perpindahan panas. Sistem yang baik akan menghalau titik-titik tersebut dengan cepat sehingga akan sangat menguntungkan.



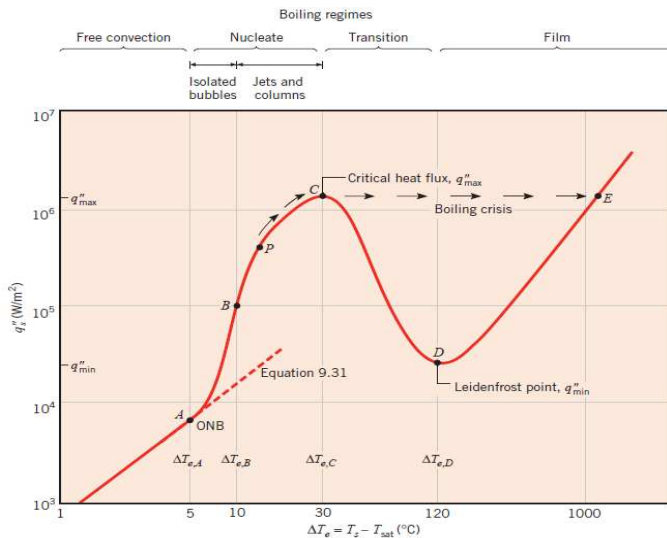
Gambar 9. ΔT Terhadap ho

Gambar 9 diatas merupakan grafik hubungan antara ΔT dengan ho. Dari grafik terlihat bahwa semakin besar perbedaan temperatur antara uap dengan surface maka koefisien perpindahan panasnya semakin menurun. Dengan menggunakan persamaan 2.23 yakni $P = \frac{k_L L (T_{sat} - T_s)}{\mu_l h_v f g (\frac{v_L^2}{g})^{1/3}}$, terlihat

bahwa perbedaan temperatur berbanding lurus dengan bilangan tak berdimensi P. Setelah didapat nilai P maka Nusselt Number dihitung menggunakan persamaan $Nu = \frac{1}{P} (0,68P + 0,89)^{0,82}$. Nilai P berbanding terbalik dengan Nu

sehingga semakin besar P maka Nusselt Number akan semakin kecil. Adanya penurunan tekanan membuat perbedaan temperatur kondensasi semakin bertambah besar yang mengakibatkan nilai h_o menurun. Dapat disimpulkan bahwa besarnya koefisien konveksi pada sisi condensing bergantung pada perbedaan temperatur uap pemanas dan surface.

3.2.2 Boiling



Gambar. 10. Boiling Curve Regime

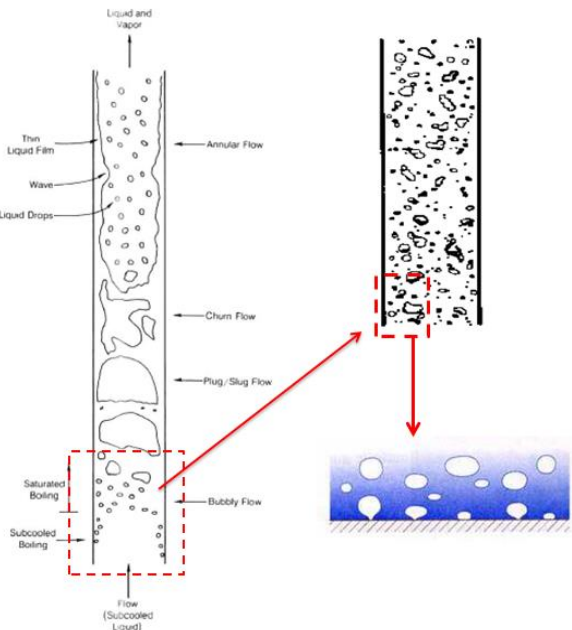
Untuk menghitung koefisien konveksi didalam tube maka digunakan korelasi Chen. Korelasi tersebut digunakan untuk fluida dua fasa karena terjadi perubahan fasa dari larutan nira cair menjadi uap air. Pada persamaan tersebut dihitung ΔT_e yang merupakan perbedaan temperatur antara uap dengan surface. Nilai dari ΔT_e dapat digunakan untuk menentukan regime dari proses boiling seperti pada gambar 10 diatas. Untuk *boiling* pada evaporator Robert ini, temperatur surface diasumsikan sebagai temperatur uap pemanas sedangkan T_{sat} merupakan temperatur saturasi uap. Dengan asumsi demikian maka didapat nilai ΔT_e seperti pada tabel 2 dibawah ini.

Tabel 2.
Perbedaan Temperatur Boiling

T_s (°C)	T_{sat} (°C)	ΔT (°C)
120,00	114,24	5,76
113,81	107,04	6,77
106,37	97,86	8,51
96,93	85,16	11,77
83,63	63,00	20,63

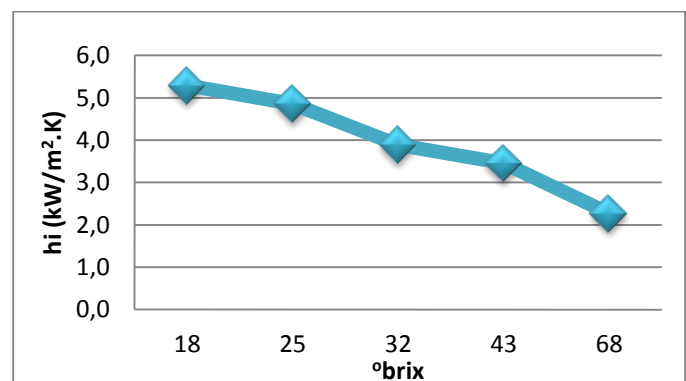
Dari hasil perhitungan didapat ΔT_e dari kelima evaporator berkisar antara 5-30 °C, maka *boiling regimenya* berada pada regime *nucleate*. Proses penguapan nira pada regime nucleate yaitu gelembung-gelembung uap kecil yang menempel pada dinding pipa akan terlepas oleh suatu gaya.

Gelembung-gelembung uap kecil bergerak keatas kemudian bertabrakan satu dengan yang lainnya, masing-masing gelembung pecah dan membentuk gelembung yang lebih besar. Gelembung tersebut bergerak keatas sambil mendorong nira. Setelah itu gelembung akan terus naik kebagian atas evaporator sedangkan nira akan masuk ke *central tube* tanpa membuat lapisan tipis didinding tube. Nucleate boiling merupakan regime yang paling dibutuhkan dalam perpindahan panas karena rate perpindahan panas yang tinggi dapat dicapai dengan perbedaan temperatur yang relative kecil. Untuk pola aliran didalam vertikal tube dapat dilihat pada gambar 3.10 dibawah ini.



Gambar. 11. Pola Aliran didalam Vertikal Tube

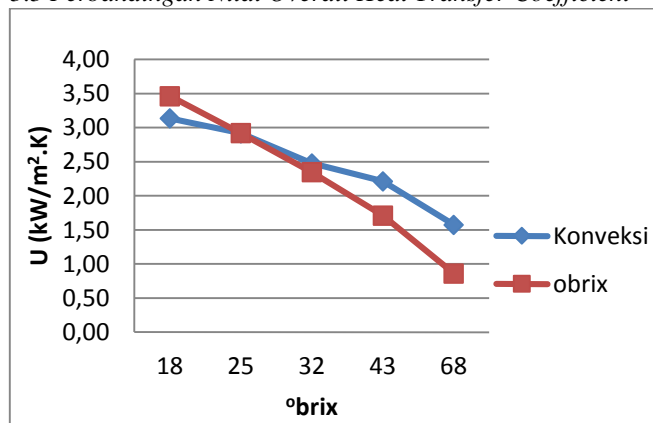
Berdasarkan hasil ΔT_e pada tabel 2, aliran boiling yang terjadi adalah *bubbly flow* seperti pada gambar 11 diatas. Pada aliran *bubbly flow* terlihat bahwa gelembung-gelembung kecil mulai terbentuk kemudian lepas dan mendorong nira keatas. Koefisien konveksi dihitung menggunakan korelasi Chen. Korelasi ini paling sering digunakan untuk aliran dua fasa. Didalam tube, air berubah fasa sebagian menjadi uap dan sisanya masih berupa nira. Untuk perhitungan *nucleate boiling* diasumsikan fluidanya adalah air.



Gambar. 12. °brix Terhadap h_i

Gambar 12 merupakan grafik hubungan antara °brix dengan h_i . Koefisien konveksi berbanding terbalik terhadap °brix. Semakin besar °brix maka koefisien konveksinya akan semakin turun. Derajat brix identik dengan viskositas yang artinya semakin kental cairan yang mengalir didalam tube maka koefisien konveksinya akan semakin kecil. Dari persamaan 2.10 yakni $Re = \frac{4m(1-x)}{\pi D \mu}$ terlihat bahwa bilangan Reynolds berbanding terbalik dengan viskositas. Viskositas nira semakin besar akibat adanya penurunan tekanan yang membuat temperatur saturasi uap menurun. Air yang terus teruapkan akan membuat nira semakin kental. Didalam menghitung bilangan Reynolds, ada parameter x yang merupakan fraksi uap. Untuk $(1-x)$ berarti bilangan Reynolds yang dihitung merupakan fasa liquid saja. Koefisien konveksi fasa liquid dihitung menggunakan persamaan Dittus-Boelter. Kemudian menggunakan persamaan $h_{nb} = 0,00122 \frac{k_L^{0,79} C_{pL}^{0,45} \rho_L^{0,49} \Delta T_e^{0,24} \Delta P_{sat}^{0,75}}{\sigma^{0,5} \mu_L^{0,29} h_{fg} \rho_v^{0,24}}$ akan didapat koefisien konveksi untuk *nucleate boiling*. Chen kemudian menambahkan dua koefisien tersebut untuk menjadi koefisien boiling. Hasil yang didapat yaitu koefisien konveksi untuk boiling semakin turun, maka dapat disimpulkan bahwa yang mempengaruhi nilai h_i adalah viskositas.

3.3 Perbandingan Nilai Overall Heat Transfer Coefficient



Gambar. 13. Perbandingan Nilai U

Secara trendline kedua grafik ini menunjukkan penurunan. Viskositas dan perbedaan temperatur memiliki efek negatif terhadap koefisien heat transfer [8]. Dari dua persamaan yang digunakan, temperatur dan viskositas menjadi parameter yang sangat diperhitungkan. Pada perhitungan metode Dessin, viskositas gula lebih dikenal dengan istilah °brix yang menunjukkan konsentrasi nira. Dapat disimpulkan bahwa hasil perhitungan yang didapat sudah sesuai dengan teori karena didapat nilai U yang semakin menurun seiring meningkatnya viskositas dan perbedaan temperatur. Namun hasil perhitungan U menggunakan dua persamaan yang berbeda memberikan nilai U yang cukup berbeda pada dua vessel terakhir, hal ini dikarenakan adanya BPE pada nira saat penguapan. Perhitungan konveksi sisi tube memperhitungkan *boiling* untuk water, sedangkan fluida didalam tube adalah nira sehingga dengan adanya BPE yang besar akan menyebabkan adanya deviasi yang besar pula.

IV. KESIMPULAN

1. Pada °brix 18, 25, 32, 43 dan 68 didapat *boiling point elevation* yang semakin besar yaitu 0,43, 0,67, 0,93, 1,53, dan 4,25.
2. Pada °brix 18, 25, 32, 43 dan 68 didapat laju perpindahan panas yang cenderung menurun yaitu 79.203,25 kW, 43.099,14 kW, 23.446,93 kW, 23.709,73 kW, 24.070,96 kW. Laju perpindahan panas pada dua vessel terakhir mengalami peningkatan karena laju alir uap dari vessel sebelumnya tetap sedangkan kalor latennya semakin besar dengan adanya penurunan tekanan.
3. Pada °brix 18, 25, 32, 43 dan 68 didapat *overall heat transfer coefficient* yang semakin menurun yaitu 3,46 kW/m².K, 2,92 kW/m².K, 2,35 kW/m².K, 1,71 kW/m².K, 0,86 kW/m².K.
4. Luas perpindahan yang didapat untuk *quintuple effect* yaitu 4.000 m², 2.000 m², 1.200 m², 1.200 m², dan terakhir 1200 m². Pada vessel kedua, luas perpindahan panasnya berbeda dengan kondisi eksisting yakni 3.000 m², hal ini mungkin karena saat perancangan luasan, uap dari vessel satu hanya akan di-*bleed* ke satu alat yaitu vacuum pan atau heater saja.
5. Hasil perhitungan *overall heat transfer coefficient* secara konveksi memberikan nilai yang hampir sama dengan metode Dessin kecuali pada dua vessel terakhir, hal ini karena perhitungan konveksi memperhitungkan penguapan air sedangkan fluida yang menguap didalam tube adalah nira, sehingga dengan adanya BPE pada nira maka didapatkan perbedaan nilai *overall heat transfer coefficient* yang semakin besar.

UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis E.A.S mengucapkan terima kasih kepada Prof. Dr. Eng. Prabowo, M.Eng. yang telah memberikan bimbingan serta arahan dalam menyelesaikan tugas akhir ini dan tak lupa kepada semua pihak yang membantu tugas akhir ini.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Higa, M., A.J. Freitas, A.C. Bannwart, R.J. Zemp. 2009. **Thermal Integration of Multiple Effect Evaporator in Sugar Plant**. *Applied Thermal engineering* 29: hal 515-522.
- [2] Hugot, E. 1960. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. Amsterdam: Elsevier.
- [3] Rein, Peter. 2007. **Cane Sugar Engineering**. Berlin.
- [4] Singh, R. Paul. 2013. **Single Effect Evaporator**, <URL: http://rpaulsingh.com/animations/evap_single.html>.
- [5] Jenkins, G.H.. 1966. **Introduction to Cane Sugar Technology**. Amsterdam: Elsevier.
- [6] Lestina, Thomas, Robert W. Serth. 2007. **Process Heat Transfer Principles And Applications**. Elsevier: UK.
- [7] Incropera, Frank P., David P. Dewitt, 2011. **Fundamentals of Heat and Mass Transfer**. USA: John Wiley and Sons, Inc.
- [8] Chen, Hong. 1992. **Factors Affecting Heat Transfer In The Falling Film Evaporator**. Thesis At Massey University.