2002 추계학술발표회 논문집
한국원자력학회

구리밀봉 증기발생기 열유체해석체제 개발

Development of the Thermal Hydraulic Analysis Code for a Copper Bonded Steam Generator

김의광, 위명환, 어재혁, 김성오
한국원자력연구소
대전광역시 유성구 덕진동 150
백병준
전북대학교 기계공학부
전북 전주 덕진구 덕진동 1 가 664-14

요 약

구리밀봉 증기발생기 열적크기 계산을 위한 1 차원 열수력코드를 개발하였다. 고온 및 저온측 전열관사이의 구리의 열전도는 1 차원으로 가정하고, 전열관 피치의 함수로 열저항을 구하였다. 물/증기측 유동영역은 과냉, 포화, 막비등, 과열영역의 4 구간으로 구분하였다. 파라미터 스터디를 위한 전열관갯수는 250 에서 3500 이며, P/D 비율은 각각 1.4, 1.6, 1.8 이다. 계산결과, 전열관갯수가 2500 일 때 관길이는 약 10 m, 직경은 약 3m 정도이며, P/D 를 증가시키면 구리에 의한 열저항 성분이 증가하지만 전열관 길이는 큰 차이가 없음을 알 수 있었다.

Abstract

An one-dimensional thermal-hydraulic analysis computer code was developed for the thermal sizing of copper bonded steam generator. It was assumed that the conduction heat transfer of copper region between hot side and cold side tube is one-dimensional and its thermal resistance of the function of a tube pitch was derived. The flow regions of water/steam side were devided into four regions, which are sub-cooled, saturated, film boiling, and super-heated regions. The numbers of tube were selected from 250 to 3500 for the parameter study calculation. The pitch over tube diameter ratios were 1.4, 1.6 and 1.8. The calculation results showed that when the number of tube was 2500, the length of heating tube was about 10 m and the diameter was about 3 m. If P/D ratio increases, the thermal resistance of copper component also increases, however the length of heating tube is not increasing so much.

1. 서 론

액체금속로의 냉각재로 사용되는 소듐은 전도성이 뛰어나고 다른 유체적 유동특성은 물과 유사하기 때문에 장점이 많다. 그러나 물과 접촉하면 화학적 반응이 급격히 발생하기 때문에 이를 방지하기 위한 중간열전달계통과 소듐-물 반응사고에 대비한 장치 등이 필요하다. 이와 같은 설비는 발전소 건설비용을 증가시키므로 소듐-물 반응사고가 일어나지않는 중간열교환기-증기발생기 일체형 증기발생기를 고안할 필요가 있다.

본 논문에서는 중간열전달계통 단순화를 위한 원자로 개념중에서 구리의 뛰어난 열전도성를 이용한 구리밀봉 증기발생기의 크기를 계산하고, 열전달 특성분석 결과를 기술하였다. 구리밀봉 증기발생기는 고온유체, 저온유체 각각 자신의 전열관이 있고, 이 두 종류의 전열관 사이를 고체구리로 채우고 있는 형태로 이와 같은 구조에서 열전달은 구리가 가지는 뛰어난 열전도도 특성을 이용한다. 이와 같은 구조에서 고체의 구리 구조물에 의한 소듐측과 물/증기계통의 분리가 가능하므로, 소듐-물 반응사고(Sodium-Water reaction) 사고를 배제할 수 있는 큰 장점이 있고, 또한 이와 관련한 설비와 중간열전달계통이 없어도 되므로 건설비용을 줄일 수 있다.

작업의 접근방법으로는 기수행 연구[3]을 통해 개발된 헬리컬 코일형 증기발생기 설계해석 프로그램 HSGSA 를 참조하였다. 전열관은 열유체적 조건이 동일하다는 가정하에 1 차원으로 해석하고, 해석범위는 정상상태시 소듐 및 물/증기측 각각의 전열관 개수가 250 개에서 3500 개까지, 피치대비 전열관 직경비 P/D 는 1.4, 1.6, 1.8 이다.

이 논문은 먼저 프로그램의 계산모델과 구조를 소개하고, 다음으로 칼리머를 기준으로 한 열유체적 조건하의 해석결과를 논의한 후, 마지막으로 결론에 대해 기술하기로 한다.

2. 해석방법

증기발생기 해석체제 개발을 위한 모델링 및 가정은 다음과 같다. 전열관은 직관형을 이용하고, 전열관 배치형태는 사각형으로 한다.[그림1] 소듐과 물/증기측 전열관사이 구리영역의 열전달은 1차원 열전도로 가정하였다. 또한 구리영역의 축방향 열전달은 없는 것으로 가정하였다. 전열관의 직경은 전열관의 길이에 비하여 매우 작으므로 전열관의 열수력해석은 1차원으로 하고, 유한차분법으로 해를 구한다.

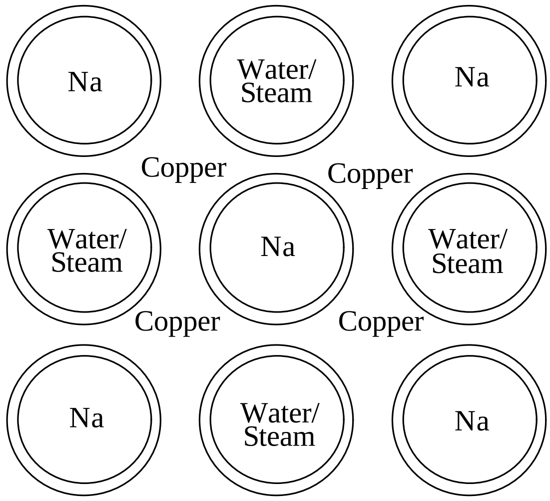

그림1 전열관 배치형태

2.1 지배방정식 및 열전달 계산모델

(가) 연속방정식

일차원 모델의 연속방정식은 상대적으로 단순하며 다음과 같이 나타낼 수 있다. 즉,

$$w_s = const.$$

$$w_w = const.$$

여기서, w_s : sodium flow rate, w_w : water flow rate

(나) 운동방정식

각 제어체적(control volume)**의 전압력강하는 세가지 형태로 나눌 수 있다. 즉, 가속도항, 마찰저항항, 그리고 중력항으로서 다음의 식으로 나타낼 수 있다.**

$$\Delta p = \Delta p_{acc,i} + \Delta p_{fric,i} + \Delta p_{grav,i}$$

여기서, $\Delta p_{acc,i}$: accelerational pressure drop

$$= \left(\frac{G_w^2}{r} \right)_i - \left(\frac{G_w^2}{r} \right)_{i-1}$$

$\Delta p_{fric,i}$: frictional pressure drop

$$= f \frac{\Delta L_l}{d_i} \frac{G_w^2}{2 r_l} + f \frac{\Delta L_{2f}}{d_i} \bar{f}_{lo}^2 \frac{G_w^2}{2 r_f} + f \frac{\Delta L_g}{d_i} \frac{G_w^2}{2 r_g}$$

$\Delta p_{grav,i}$: gravitational pressure drop

$$= r_l g \Delta L_l + \langle \bar{r} \rangle g \Delta L_{2f} + r_g g \Delta L_g$$

$\bar{f}_{lo}^2$: two-phase multiplier

$\langle \bar{r} \rangle_i = \dfrac{\langle r \rangle_i + \langle r \rangle_{i-1}}{2}$: average density for the i-th control volume

$\langle r \rangle_i = \dfrac{1}{v_f + \langle x \rangle_i v_{fg}}$: average density for the i-th node

위 압력손실 모형은 주로 튜브측의 유동에 관한 것이지만 이상유동과 기체 단상 유동을 제외하면 쉘측에도 적용할 수 있는 것이다.

(다) 에너지 방정식

각 제어체적(control volume)의 에너지 방정식은 다음의 식으로 나타낼 수 있다.

튜브 벽면을 통한 열전달은

$\Delta Q = U \Delta A_o \Delta T_o$ 이며,

소듐 유동을 통한 열전달은

$\Delta Q = w_s \left(h_{s,in} - h_{s,out} \right)$ 이다.

물/증기 유동을 통한 열전달은

$\Delta Q = w_w \left(h_{w,out} - h_{w,in} \right)$

여기서, ΔT_o: 평균 온도차

$$= \frac{(T_{s,in} + T_{s,out})}{2} - \frac{(T_{t,in} + T_{t,out})}{2}$$

ΔA_o : 전열면적

$$= p d_o \Delta L$$

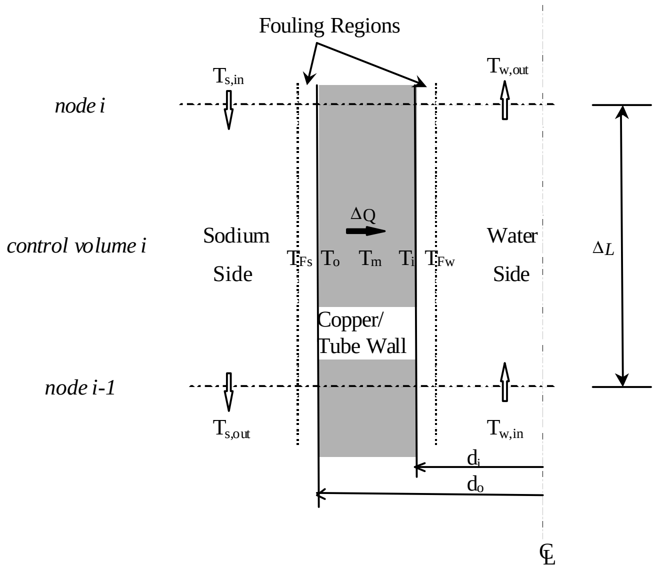

그림2 제어체적의 열전달 계산모델

2.2 해석체제

증기발생기의 thermal sizing 계산은 주어진 열용량을 전달하기 위해 필요한 열전달 면적을 계산하는 것으로, 계산 알고리즘은 참고문헌[3]의 HSGSA 의 알고리즘을 이용하였다. 이를 위해 HSGSA 프로그램에서 헬리컬코일 특성과 관련한 부분과 전열관사이의 열저항에 관한 내용, 전열관의 마찰계수 상관식 및 열전달 상관식 등을 목적에 맞도록 수정하였다. 계산을 위한 프로그램의 구조는 다음과 같다.

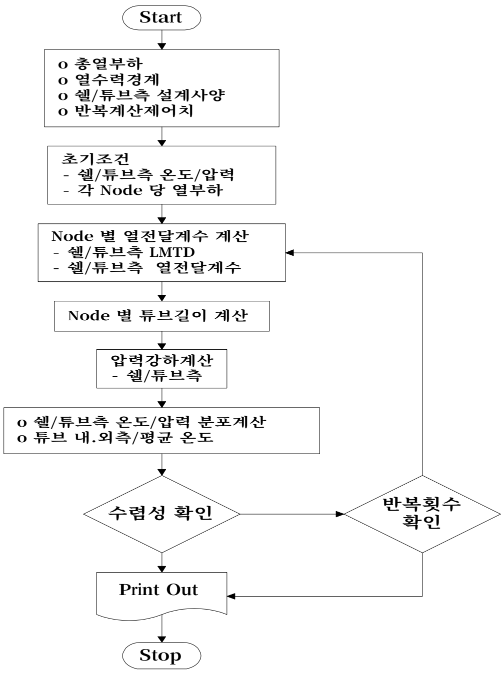

그림 3 Thermal Sizing 계산 알고리즘

2.3 전열관 사이 고체구리의 열저항

소듐과 물/증기측 전열관사이 열전달경로의 열저항은 다음 그림과 같다.[그림4] 열저항중에서 구리영역의 열저항은 전열관 외벽의 구리에서 시작하여 전열관사이 중간지점까지를 산정하고, 열평형식에는 이 값의 두 배를 적용한다. 미소면적에 대한 열평형식에서 구리열전도 저항은 다음과 같이 구할 수 있다.

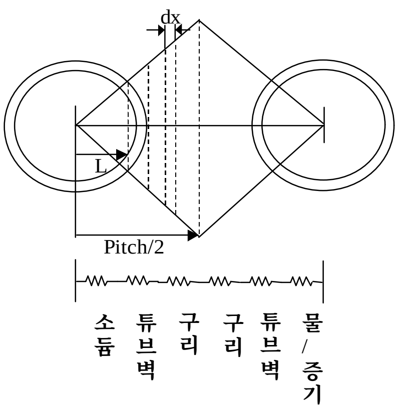

그림4 전열관사이 열전달경로의 열저항

$$q_x = -k \cdot A_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x}$$

$$q_{x+dx} = q_x + \frac{\partial}{\partial x}\left(-k \cdot A_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x} \right) dx$$

미소면적에 대한 열평형식에서

$$\frac{\partial}{\partial x}\left(-k \cdot A_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x} \right) dx = 0$$

이를 적분하면

$$-k \cdot A_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x} = C1$$

온도가 x 만의 함수이고, 튜브 중심에서 거리가 x 일 때 면적 $A_x = 2x$를 대입하고, 적분한 후 경계조건을 적용한다.

경계조건 ;

$x = L, \quad T = T_W$

$x = Pitch/2, \quad T = T_C$ 이고,

$\Delta T = T_W - T_C$ 일 때 열전달율과 열저항은 다음과 같다.

$$q_x = -k \frac{2\Delta T}{\ln\left(\frac{L}{\frac{Pitch}{2}} \right)}$$

$$\therefore R = \frac{-\ln\left(\frac{L}{\frac{Pitch}{2}} \right)}{2k}$$

2.4 전열관의 마찰계수 상관식 및 열전달 상관식

열전달과 마찰압력강하 계산을 위한 상관식은 다음과 같다. 물/증기측의 열전달은

유동영역에 따라 크게 세 부분으로 구분하고, **포화지역은** Dryout **지점을 전후로** Nucleate boiling **과** Film boiling **영역으로 구분하여 적용하였다**. Fouling factor **는 물**/**증기측에** 25,000 W/m² -º C **을 적용하였다**.

- **직관 마찰계수상관식**
  - Colebrook

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2\log_{10}\left[\frac{l/D}{3.7} + \frac{2.51}{\mathrm{Re}\sqrt{f}}\right]$$

- **물/증기측 열전달 상관식**
  - Pre-heat region : Dittus-Boelter

$$Nu = 0.023\,\mathrm{Re}^{0.8}\,\mathrm{Pr}^{0.4}$$

  - Two phase region : Chen, Bishop et al.

Chen(modified for h_c): $h_B = S\,h_b + F\,h_c$

Where, F: Reynolds number factor
S: suppression factor

$$h_c = 0.023\left(\frac{k}{d_i}\right)(1-x)^{0.8}\,\mathrm{Re}^{0.8}\,\mathrm{Pr}^{0.4}$$

$$h_b = 0.00122\left[\frac{k_l^{0.79} Cp_l^{0.45} r_l^{0.49}}{s^{0.5} m_l^{0.29} h_{fg}^{0.24} r_g^{0.24}}\right]\Delta t_{sat}^{0.24}\Delta p_{sat}^{0.75}$$

$$Nu_f = 0.0193\,\mathrm{Re}_f^{0.8}\,\mathrm{Pr}_f^{1.23}\left[x + (1-x)\frac{r_g}{r_f}\right]^{0.68}\left(\frac{r_g}{r_f}\right)^{0.68}$$

(Water side – Critical Quality)
Duchatelle et al.:

$$x = 1.69\times10^{-4}\,q^{0.719}\,G^{-0.212}\,e^{2.5\times10^{-8}p}$$

  - Super-heat region : Heinemann

$$Nu = 0.0133\mathrm{Re}^{0.84}\mathrm{Pr}^{0.333}$$

- 물/증기측 Fouling factor : 25,000 W/m² -º C

- **소듐측 열전달 상관식**
  - Lubarsky-Kaufman

$$Nu = 0.625Pe^{0.4}$$

3. 해석결과

표 1 에 해석증기발생기의 제원과 경계조건이 있다. 여기서 전열용량과 유량은 칼리머 원자로에 2 대의 증기발생기를 산정한 것이다. 해석시에는 경계조건을 포함한 모든 조건은 동일하고, 단지 전열관갯수를 달리하여 전체 필요한 열전달면적을 계산하였다.

표 1 필요크기 특성조사에 사용된 기준조건

전열용량[MWt]	198.35
1 차측 유량[kg/s]	1071.6
2 차측 유량[kg/s]	87.74
전열관갯수 [1,2 차 각각]	1500
전열관 외경[m]	0.023
전열관 내경[m]	0.016
P/D	1.6
1 차측 입구온도 [C]	530
1 차측 출구온도 [C]	386.2
2 차측 입구온도 [C]	230
2 차측 출구압력 [MPa]	15.5
전열관 재질	SS304

그림 5 는 전열관갯수 대비 열전달면적의 관계를 나타낸 그림이다. 그림에서 전열관갯수가 약 400 일 때 열전달 면적이 최소가 됨을 볼 수 있다. 이는 열전달면적은 평균열전달계수와 1 차/2 차측의 평균온도차의 곱에 반비례하기 때문이다. 그림 6 은 전열관갯수 대비 평균열전달계수와 1 차/2 차측의 평균온도차의 곱에 대한 그림이다.

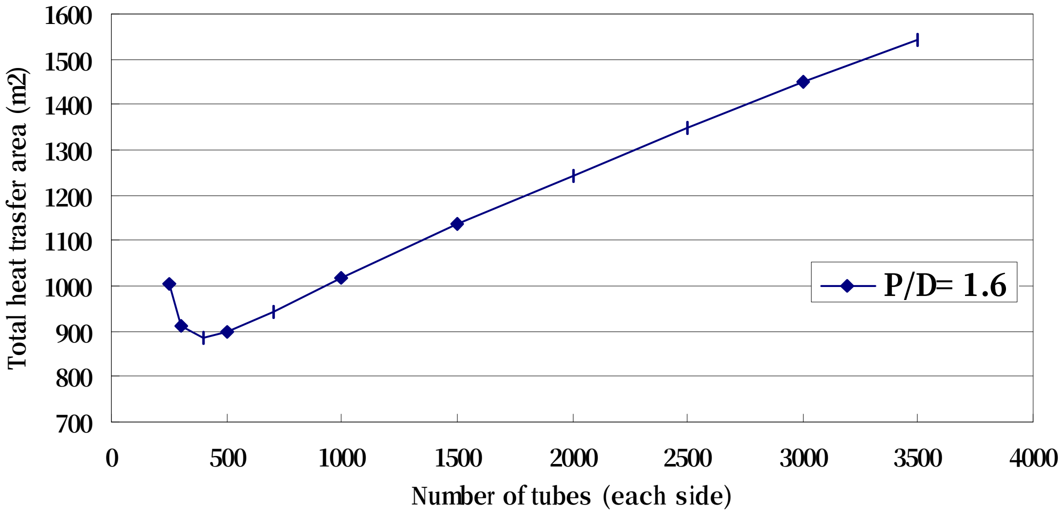

그림 5 전열관갯수 대비 열전달면적

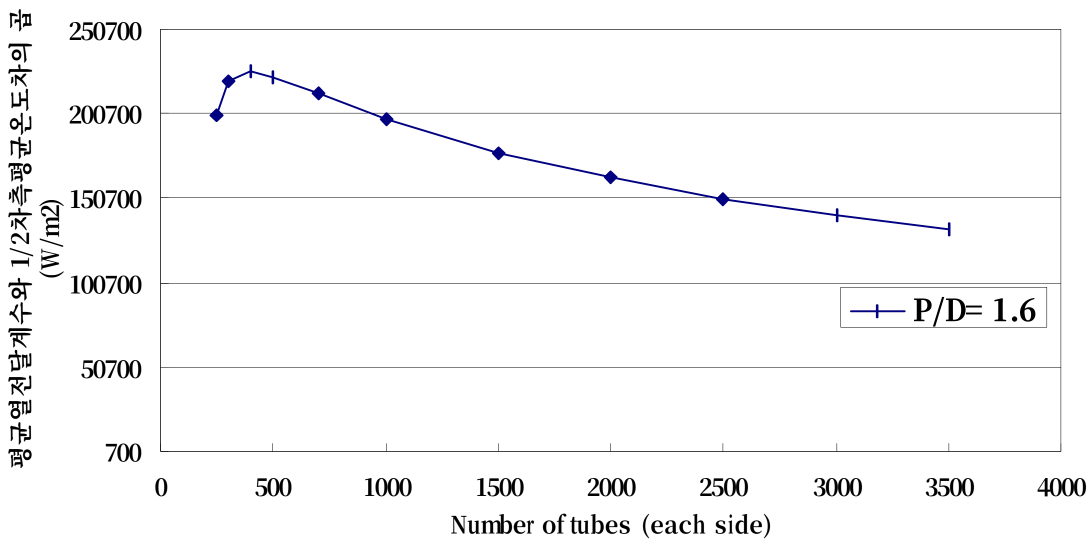

그림 6 평균열전달계수와 1 차/2 차측의 평균온도차의 곱

그림 7, 8 은 전열관갯수 대비 평균열전달계수와 1 차/2 차측의 평균온도차에 대한 그림이다. 평균열전달계수는 전열관갯수가 증가함에 따라 전열관유로면적이 증가하고, 따라서 유속과 레이놀즈수가 감소하여 열전달계수가 감소하게 된다. 이와 함께 열전달계수가 높은 비등영역이 차지하는 비율 또한 약간 감소한다. 그림 8 의 1 차/2 차측의 평균온도차는 전열관갯수가 감소함에 따라 감소하는데 그 이유는 전열관수가 감소함에 따라 필요한 전열관길이는 길어지고, 전열관내 압력손실이 커지는데 출구증기압력을 고정시켰기 때문에 과냉각영역과 비등영역의 압력이 올라가고, 따라서 과냉영역과 비등영역의 포화온도가 증가하기 때문이다.

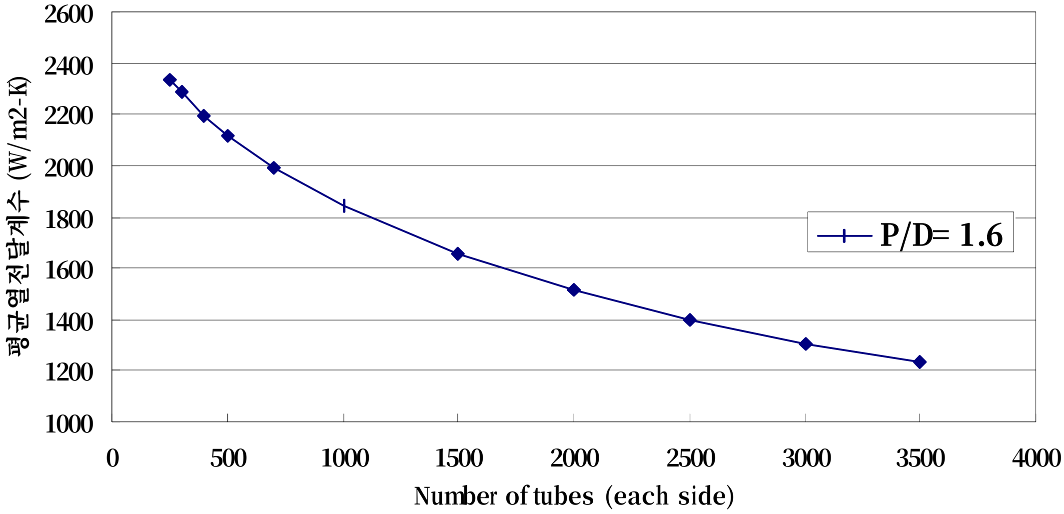

그림 7 전열관갯수 대비 평균열전달계수

그림 9, 10 은 전열관갯수 대비 전열관 길이와 증기발생기 직경이다. 그림 9 에서는 전체전열관 길이 중에서 과냉각영역과 비등영역이 차지하는 높이의 정도를 볼 수 있다. 전체전열관 길이중에서 과냉각영역은 전체전열관의 약 30%, 비등영역은 전열관갯수가 적을 때는 약 30%, 전열관갯수가 약 3000 개일 때 약 20%를 차지한다.

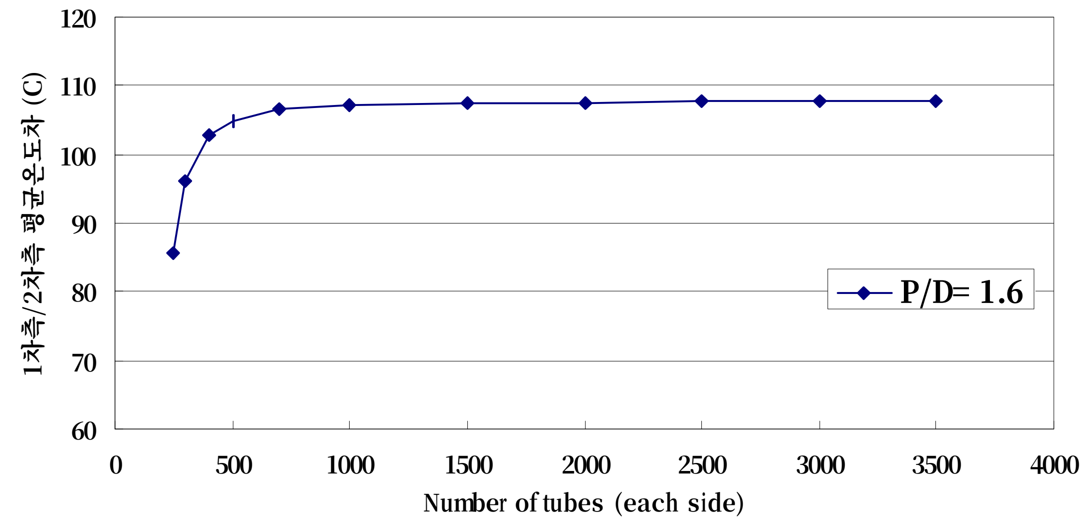

그림 8 전열관갯수 대비 1 차/2 차측의 평균온도차

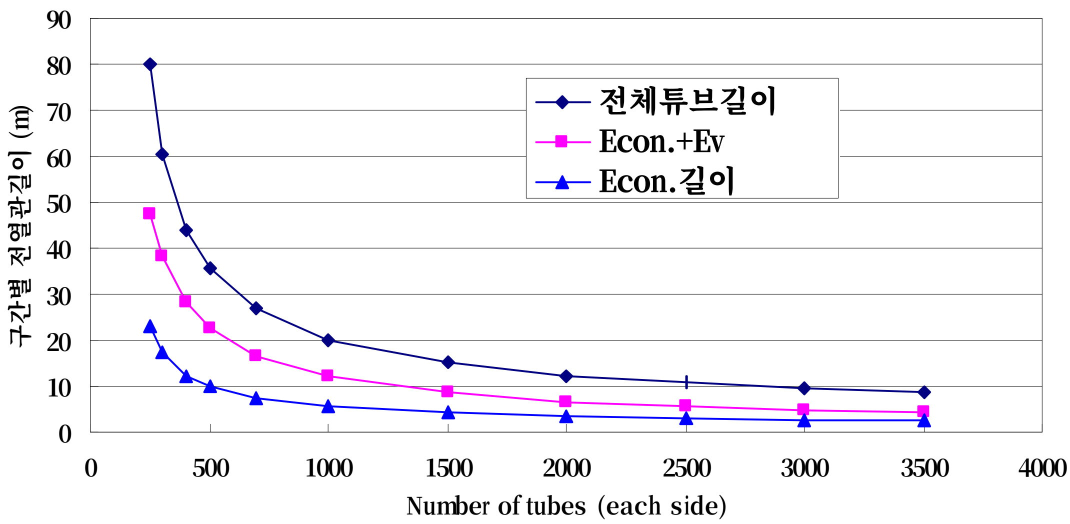

그림 9 전열관갯수 대비 전열관길이(P/D=1.6)

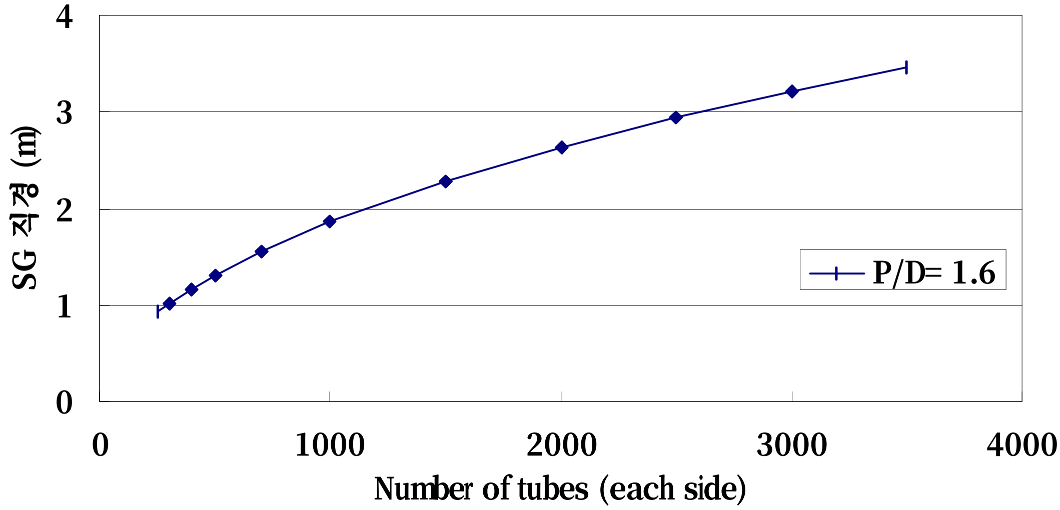

그림 10 전열관갯수 대비 증기발생기 직경

그림 11 는 전열관 P/D 가 1.6 이고, 개수가 2500 개일 때 전열관 위치별 물/증기측 및 소듐측 온도, 양측 사이의 전열관 벽 및 중간 구리의 온도분포에 대한 내용이다. 그림 10 에서 증기발생기 직경은 전열관갯수가 약 2500 일 때 약 3m 이다.

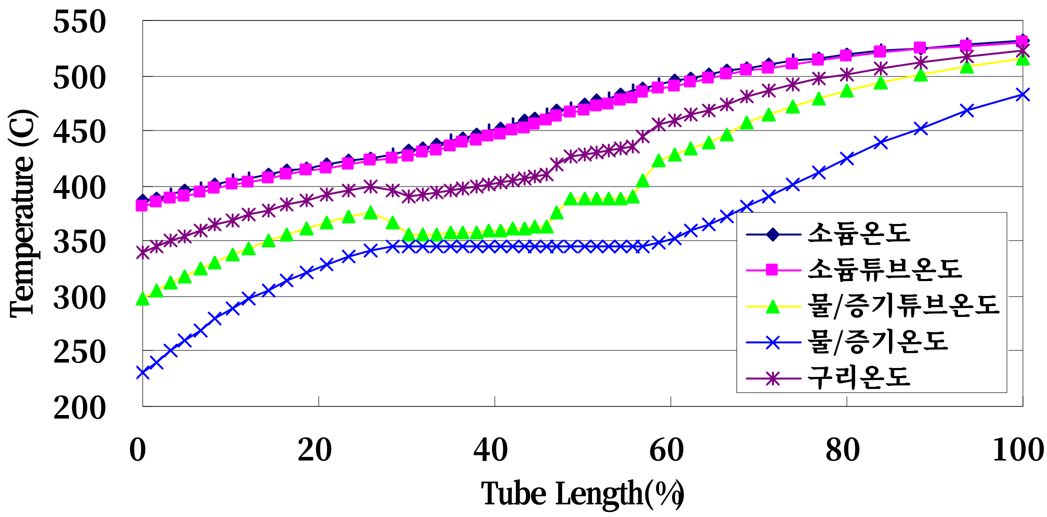

그림 11 전열관 위치별 온도분포

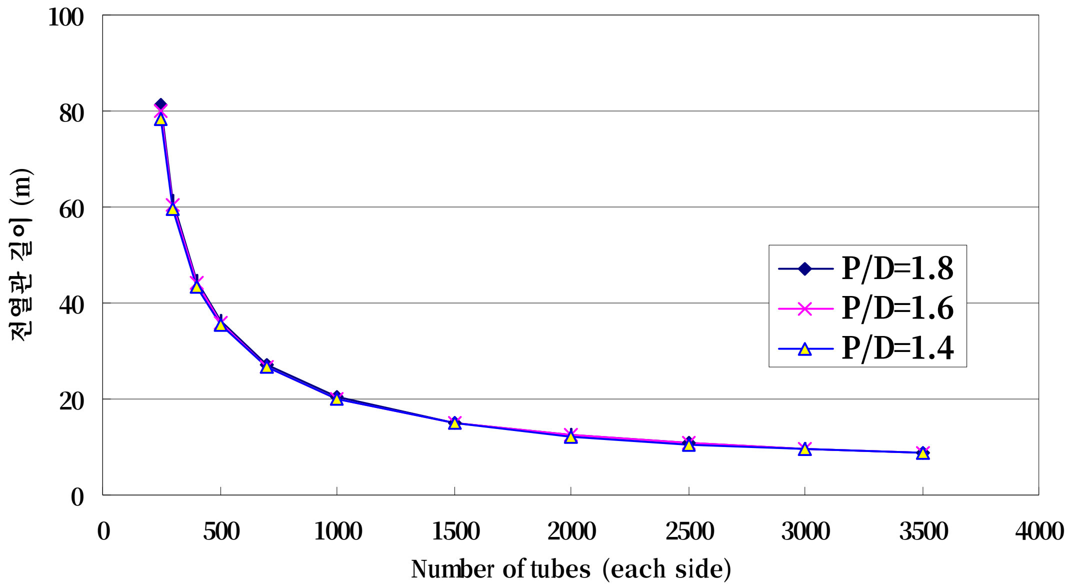

그림 12 P/D 변화시 전열관 길이

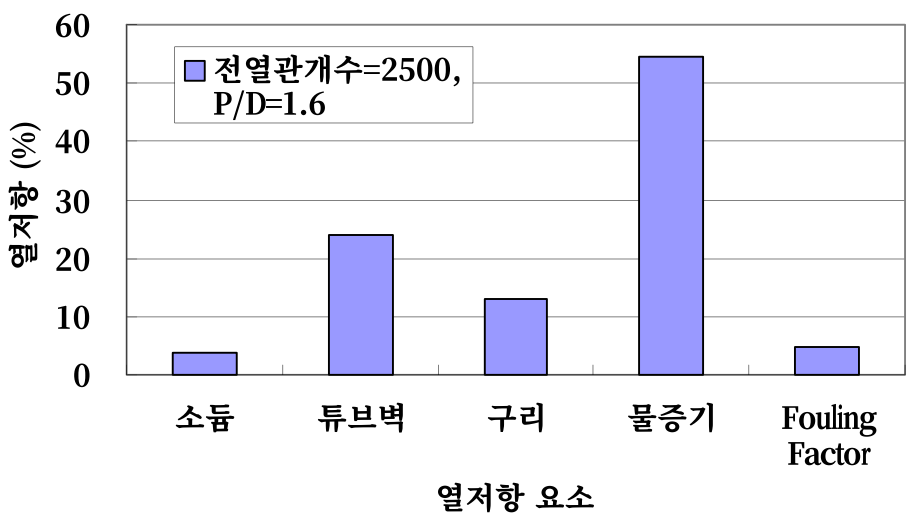

그림 13 열저항 성분 비율

그림 12 는 전열관 갯수 2500 개 일 경우 P/D 를 1.4, 1.6, 1.8 로 변화시켰을 때 전열관 길이로 전열관 길이는 거의 차이가 없음을 볼 수 있다. 이는 P/D 가 증가하면

구리에 의한 열저항성분이 증가하지만 그림 13 에서 볼 수 있듯이 전체 열저항 중에서 구리의 열저항 비율이 약 13%로 그 영향이 크지 않기 때문이다.

4. 결론

1차원 열수력해석방법을 이용하여 구리밀봉 증기발생기에 대한 해석체제를 개발하였다.

이를 이용하여 해석한 결과 전열관 갯수에 따른 열전달면적은 양측 각각의 전열관 갯수가 약 400 개 정도일 때 최소필요 열전달면적이 요구되지만, 이때의 전열관 길이와 증기발생기 직경은 약 44 ㎜, 1.2 ㎜ 로서 매우 길다란 형태이다. 그러나 전열관 갯수가 약 2500 개 정도일 때 전열관 길이는 약 10㎜, 직경은 약 3 ㎜ 의 형태가 되며, 이는 칼리머 경우보다 약간 크지만, 현실성 있는 크기로 여겨진다.

P/D 를 증가시키면 구리에 의한 열저항 성분이 증가하지만 전열관 길이는 큰 차이가 없다

감사의 글
이 연구는 과학기술부에서 주관한 원자력 중장기 연구계획의 일환으로 수행되었습니다.

참고문헌

[1] Tom Lennox, Compact Pool Fast Reactor (CPFR), Generation-IV TWG3, 2001. 4
[2] 이두정, 관류형 증기발생기의 열수력학적 설계 및 성능분석 프로그램 개발, 1995. 5
[3] 김연식, HSGSA 전산코드 사용자 지침서, KALIMER/FS-4CM-98-001, 1998
[4] 이정오 외 1, "열전달", 광림사, 1977