CONTROL VALVE SIZING

Power Plant Academy

آکادمی نیروگاه

www.powerplantac.com

بهترین استاندارد برای شیرهای کنترلی بخصوص برای محاسبات طراحی، استاندارد ISA-S75.05 می باشد. جهت Sizing یعنی بدست آوردن CV ها برای شیر کنترلی که مقرر است در جایی از سیستم Piping قرار بگیرد، همان طورکه همیشه مطرح شده است، بهتراست که از معادلات جریانی شیر همان شرکتی که مقرر است شیر از آن خریداری بشود استفاده نماییم. به تعریف زیر در مورد ضریب جریانی شیر توجه فرمایید:

برای طراحی شیرهای کروی (دستی یا اتوماتیک) و تعیین میزان دبی سیالی که از خود عبور می‌دهد، یک ضریب جریانی شیر[1] (در سیستم آحاد انگلیسی) یا فاکتور جریانی شیر[2] (در سیستم آحاد SI) تعریف می‌گردد. تعریف ضریب جریانی شیر در سیستم آحاد انگلیسی به صورت مقدار دبی آب برحسب USgal/min در دمای 40^{o} F تا 100^{o} F است که از شیری با افت فشار 1 psi عبور می‌کند.

- Valve Flow Coefficient (Cv)

➢ ضریب جریانی شیر در سیستم آحاد انگلیسی که به صورت مقدار دبی آب برحسب USgal/min در دمای $40\ ^{o}F$ تا $100\ ^{o}F$ است که از شیری با افت فشار 1 psi عبور می‌کند، تعریف می‌گردد.

- Valve Flow Factor (Kv)

➢ ضریب جریانی شیر در سیستم آحاد SI که به صورت مقدار دبی آب برحسب m^3/hr در دمای $5\ ^{o}C$ تا $40\ ^{o}C$ است که از شیری با افت فشار 1 bar عبور می‌کند، تعریف می‌گردد.

رابطه Cg برابر است با :

$$C_g = C_1 . C_v$$

- C_1

ضریب اندازه شیر می‌باشد . به عبارتی شرکت Fisher برای شیرهای کروی معادله جالبی برای اندازه‌گیری در شرایط دو فازی و گازی ارائه نداد، به همین دلیل معادله بهینه‌تری را ارائه داد. در این معادله پارامتری به نامهای

[1] Valve Flow Coefficient (C_v)
[2] Valve Flow Factor (K_v)

www.powerplantac.com

C_1 و C_2 مطرح شده است. ضریب C_2 برای تصحیح گرمای ویژه به کار برده می‌شودکه از نمودار بدست می‌آید. اما ضریب C_1 نسبت ضریب اندازه شیر برای گاز به ضریب اندازه شیر برای مایعات می‌باشد (C_g/C_v) .

لازم به ذکر است که بعضی از شرکت ها ضرایبی به این رابطه افزوده یا کاسته اند. مانند رابطه زیر :

$$C_g = 40C_v(XT)^{0.5}$$

C_v , K_v بسیار مهم می باشند، به خصوص C_v ، البته بایست دید که "ضریب جریانی" که درباره‌اش بحث می کنیم، به چه معناست و آیا این اصطلاح درست می باشد یا خیر ؟

- ✓ توجه فرمایید که ضریب جریان به تنهایی مفهومی ندارد، آنچه حائز اهمیت است ضریب جریان شیر می‌باشد.

ما با توجه به خواص جریان، سیال و Piping و متناظر با سه دبی کمینه و نرمال و بیشینه، سه C_v بدست می‌آوریم و با Rated Cv شیری که می خواهیم انتخاب کنیم مقایسه و نهایتاً شیر مناسب را انتخاب می کنیم. (توجه فرمایید که سازنده عینا همان شیری که ما مد نظرمان هست را تولید نمی کند و همیشه بایست Cv بیشینه محاسباتی ما از Rated Cv شیر در حالت صد در صد باز، بیشتر باشد). برای مثال اگر بخواهیم به زبان ساده و عامیانه و مفهومی به توضیح برای ضریب Orifice بپردازیم، خواهیم داشت :

$$Q = Orifice\ Factor.\sqrt{\Delta P}$$

Bore Sizing یعنی پیدا نمودن قطر مناسب سوراخ اورفیس به طوریکه بیشترین دبی که در لوله ممکن است داشته باشیم باتوجه به Flow Transmitter Range بکار رفته شده را بتواند اندازه‌گیری نماید.

حال که Bore Size مشخص شده، باید یک ضریب جریانی پیدا کنیم که وقتی جذر هر اختلاف فشار در دو طرف سوراخ صفحه اورفیس را که FT اندازه می‌گیرد، در آن ضرب کنیم، دبی را به ما بدهد. در این مرحله و بعد از بدست آوردن اندازه قطر سوراخ صفحه اورفیس، باید ضریب را پیدا کنیم.

برای شیرهای کنترلی هم تقریبا همین مراحل باید طی شود . یعنی ما می آییم Cv یا همان ضریب جریان شیر را بدست می‌آوریم که دبی های بیشینه و کمینه را پوشش بدهد و خیلی ساده اگه در افت فشار دو طرف شیر ضرب

www.powerplantac.com

شود، دبی گذر کرده از شیر کنترلی را بدست دهد. البته برای شیرهای کنترلی برخلاف صفحه اورفیس، دبی مهم نیست، مهم انتخاب شیر مناسب بر اساس Cv بدست آمده هست.

بر اساس استاندارد ISA برای جریان مایع خواهیم داشت :

$$C_v = \frac{q}{F_P}\sqrt{\frac{G_f}{\Delta P_a}} \qquad (3.1)$$

Where:
- C_v = Valve sizing coefficient
- F_P = Piping geometry factor
- q = Flow rate, gpm
- ΔP_a = Allowable pressure drop across the valve for sizing, psi
- G_f = Specific gravity at flowing temperature

اگر دقت فرمایید، مانند آن می‌ماند که ما تمام ضرایب مد نظرمان را در قالب Cv بیان کنیم و جذر اختلاف فشار دو طرف شیر را در آن ضریب نهایی ضرب کنیم، آنگاه دبی جریانی بدست خواهد آمد.

به توضیح زیر در مورد پدیده کاویتاسیون دقت فرمایید:

وقتی فشار استاتیک مایع در ورودی پمپ گریز از مرکز کاهش یافته و برابر با فشار بخار خود در آن دما گردد، مایع بجوش می‌آید و حبابهایی از گاز در آن، ایجاد می گردد. حبابهای بخار همراه سیال حرکت کرده تا به ناحیه‌ای که فشارش زیادتر است، برسند (در اثر چرخش پروانه) و در این ناحیه، حبابها که تعدادشان بسیار زیاد می‌باشد به طور ناگهانی می‌ترکند که این فرایند ایجاد موج‌شوک[3] (موج ضربه‌ای) می‌نماید، همچنین ذرات کناری مایع، جای خالی حبابها را پر می کنند و سبب افزایش موضعی شدید سرعت قطرات مایع (چند ده متر بر ثانیه) و برخورد آن با سطح پره با مومنتوم بسیار بالا می گردد که این نیروهای وارده به تیغه پمپ، باعث ایجاد حفره و خوردگی و صدمه جدی به آن می‌شود و معمولاً کمتر فلزی در برابر این نیرو مقاومت می کند. این پدیده علاوه بر این، راندمان پمپ را بعلت داخل نشدن مایع به اندازه کافی به طور قابل ملاحظه‌ای پایین می‌آورد و باعث ایجاد سر و صدا و

[3] Shock Wave

www.powerplantac.com

ارتعاشات در پمپ می‌گردد. صدای کاویتاسیون مخصوص و مشخص بوده و شبیه برخورد گلوله‌هایی به یک سطح فلزی است. همزمان با تولید این صدا پمپ نیز به ارتعاش درمی‌آید. در انتها این صداهای منقطع به صداهایی شدید و دائم تبدیل می‌گردد. کاهش فشار در اطراف پروانه می‌تواند بواسطه شتاب سیال و یا کاهش فشار ورودی اتفاق بیافتد.

کاویتاسیون به دو صورت ایستایی[4] و غیر ایستایی وجود دارد که در نوع ایستایی با ترکیدن حبابها، همانگونه که توضیح داده شد، موج شوک بوجود می‌آید و این حالت در پمپهای گریز از مرکز دیده می‌شود و در نوع غیر ایستایی، نوسانات در اندازه و یا شکل حبابها بخاطر بازیافت فشار در پایین‌دست، باعث بوجود آمدن میکروجت‌ها[5] شده و مانند یک میدان صوتی عمل می‌نماید. بنابراین ترکیب دو عامل موج‌شوک‌ها و میکروجت‌ها سیال، باعث تخریب و صدمات جدی می‌گردند. پدیده کاویتاسیون مختص پمپهای گریز از مرکز نبوده و در شیرهای کنترلی، کاهنده‌های جریانی در چاههای نفت و یا پروانه mixer ها نیز دیده می‌شود.

یادمان باشد که حداقل دو نوع کاویتاسیون داریم. درضمن آسیبی که Cavitation and Flashing برجای می‌گذارند در مورد شیر کنترلی، هم از لحاظ ظاهری و هم اهمیت، متفاوت می‌باشند.

به توضیح زیر در مورد پدیده Flashing دقت فرمایید:

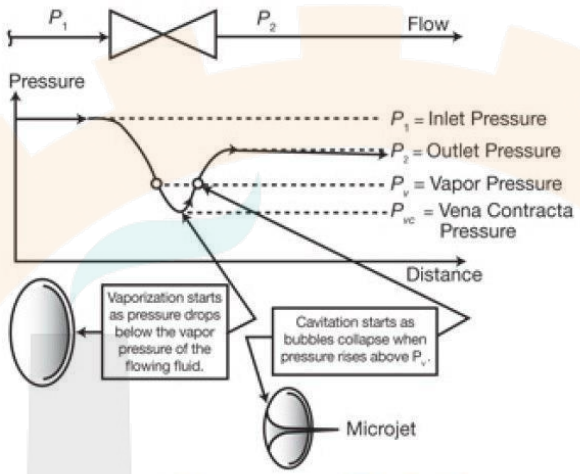
در پدیده Flashing ، فشار استاتیک خروجی، به زیر فشار بخار سیال در دمای عملیات که افت نماید، در همان حالت نگه داشته می‌شود و سیال تبخیر می‌گردد که در اینحالت تجهیزی مثل شیر کنترلی، بخاطر ساییدگی یا erosion بواسطه سرعت بالای سیال بخاطر انبساط مایع به بخار، دچار آسیب می‌گردد ولی در پدیده کاویتاسیون، بعد از جوشش و تبخیر، فشار استاتیک سیال در پایین دست نقطه Vena Contracta بازیابی شده و بنابراین حباب‌های ایجاد شده، بهم پیوسته و ترکیده و ایجاد Shock Wave کرده که لطمه بسیار جدی تری به تجهیز وارد می‌نماید.

[4] Inertial Cavitation
[5] microjets

www.powerplantac.com

به این نکته توجه نمایید که در پدیده *Flashing* ، فشار در پایین دست *Recovery* نشده و نتیجتاً حبابها نخواهند ترکید.

❖ نقطه Vena Contracta در شیر کروی :



شکل شماره ۶، نقطه **Vena Contracta** در شیر کروی

به نقطه با کمترین فشار استاتیکی یا بیشترین سرعت (فشار دینامیکی) Vena Contracta گفته می‌شود که در شکل بالا نقطه کمینه نمودار می‌باشد. اگر فشار استاتیکی در آن نقطه، کمتر از فشار بخار آن سیال در دمای سیال باشد، بخار شدن سیال آغاز می‌گردد (نقطه اول سمت چپ بر روی نمودار، آغاز جوشش سیال می‌باشد زیرا فشار استاتیکی سیال کاهش پیدا نموده و به فشار بخار سیال در آن دما می‌رسد).

به نقطه دوم دقت کنید. وقتی فشار بازیابی یا Recover شده، باعث ترکیدن حبابهای به وجود آمده می‌شود و کاویتاسیون را بوجود می‌آورد. اگه فشار بازیابی نشود، پدیده در همان حالت Flashing باقی خواهد ماند.

ممکن است بپرسید چگونه می توانیم متوجه رخ دادن کاویتاسیون بشویم ؟

برای شیرهای کنترلی در استاندارد ISA خواهیم داشت :

$$\Delta P\ (\text{cavitation}) = F_i^2\ (P_1 - P_V)$$

www.powerplantac.com

Where:

F_i = Liquid cavitation factor
(Typical values for F_i are given in Table 3-I)

P_1 = Upstream pressure, psia

P_V = Vapor pressure of the liquid, psia

که بیان می کند که اگر اختلاف فشارکه برای شیر کنترلی در ابتدای محاسباتمان فرض کردیم یعنی اختلاف فشار واقعی، از اختلاف فشارکاویتاسیون در رابطه بالا، بیشتر شد، یعنی احتمال وقوع کاویتاسیون خواهد بود و بایستی ملاحظات خاصی را مدنظر قرار دهیم و از Material مقاوم و Cage های بخصوص استفاده نماییم.

بغیر از این رابطه، از شاخص کاویتاسیون نیز بصورت زیر استفاده نماییم :

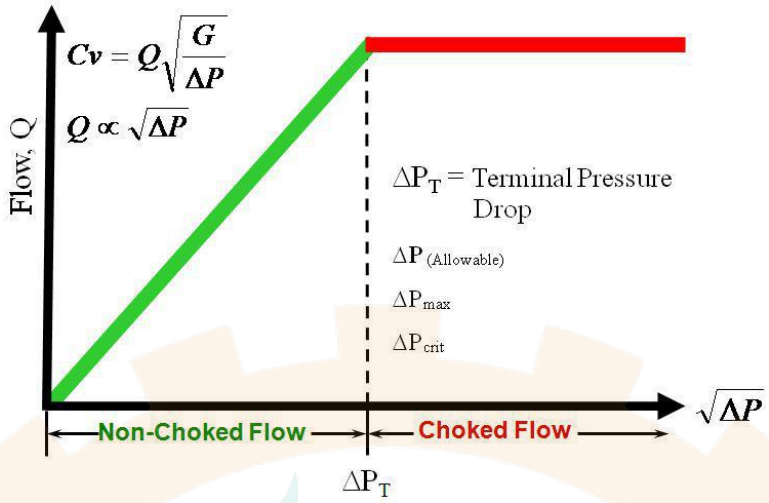
Cavitation Index = $(P_1-P_v)/(P_1-P_2)$

که P_v فشار بخار مایع در دمای عملیاتی می‌باشد که معمولاً بصورت زیر احتمال پدیده کاویتاسیون تخمین زده می گردد:

Cavitation Index >> 2	کاویتاسیون رخ نمی‌دهد
1.7 < Cavitation Index < 2	نیاز به کنترل کاویتاسیون نمی‌باشد
1.5 <Cavitation Index < 1.7	نیاز به کنترل کاویتاسیون می‌باشد
1 < Cavitation Index < 1.5	پتانسیل برای کاویتاسیون جدی وجود دارد
Cavitation Index << 1	Flashing در حال رخ دادن است

به نمودار و توضیح زیر در مورد مفهوم جریان چوک شده توجه نمایید:

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com



در این نمودار جریان بالای جریان چوک شده رو جریان بحرانی یا Critical Flow می‌نامند. برای توضیحات بیشتر در مورد این پدیده، می‌توانید به جزوه شیرهای کنترلی (مهندس امیر حصیمی) و توضیح زیر مراجعه نمایید.

چوک شدن جریان: این پدیده، یک اثر جریان تراکم‌پذیر بوده که در هنگام عبور یک سیال از یک محدود کننده جریان (مانند گلوگاه یک نازل یا شیر در یک لوله) بوجود می‌آید که دینامیک سیالات و اثر ونتوری (Venturi Effect) با یکدیگر همراه می‌گردند (پارامتر محدود شده یا چوک شده، سرعت سیال می‌باشد). در حالت سرعت پایینتر از سرعت صوت، بعلت عبور سیال از سطح مقطع کوچکتر و با توجه به اصل بقای جرم، سرعت سیال زیاد می‌گردد درحالیکه، در همان زمان، بخاطر اثر ونتوری، فشار استاتیک (به P در معادله برنولی، فشار استاتیک و به ترم ½ ρv2 فشار دینامیکی اطلاق می‌گردد) و در نتیجه دانسیته سیال در پایین دست محدود کننده جریانی کاهش می‌یابد. جریان چوک شده یک حالت حدی می‌باشد که نرخ جریان با کاهش بیشتر در فشار پایین دست، مادامیکه فشار بالادست معین باشد، افزایش نمی‌یابد. در این حالت دبی جرمی از فشار پایین دست مستقل گردیده و فقط به دما و فشار و نتیجتاً دانسیته گاز بالادست محدود کننده جریانی، وابستگی پیدا می‌نماید. (در Choke Valve ها که برای محدود نمودن و تنظیم دبی تولیدی از چاههای نفت و گاز، قبل از لوله جریانی، از آنها استفاده می‌گردد، از همین اصل استفاده شده تا دبی تولیدی چاه، مستقل از فشار در پایین دست که همان تاسیسات فراورش است، گردد.)

در حالت جریان یا سیال تراکم‌ناپذیر مانند آب یا مایعات، دانسیته ثابت می‌ماند. در اینحالت نوعی دیگر از چوک شدن جریان بوجود می‌آید که درصورت کاهش فشار مایع در پایین دست محدودکننده جریانی به زیر فشار بخار آن در آن دما، پدیده کاویتاسیون رخ می‌دهد. به این ترتیب، تشکیل حباب های بخار، از افزایش نرخ جریان ممانعت می‌نماید.

www.powerplantac.com

جریان در زیر حالت جریان چوک، Sub-Critical و بالای آنرا Critical یا بحرانی می‌خوانند.

$$\text{Critical Pressure Ratio}=\frac{P_{critical}}{P_{upstram}}=R_c=\left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}}$$

که

$$K=\frac{C_p}{C_v}$$

اگر نسبت P_2 (پایین دست) به P_1 (بالادست) کوچکتر و مساوی R_c باشد، جریان بحرانی خواهد بود.

اختلاف فشاری که باعث Choking می شود را می‌توانیم از این رابطه بدست بیاوریم:

Use Equation 3.3 to check for choked flow:

$$\Delta P_{ch} = F_L^2 (P_1 - F_F P_V)$$

Where: F_L = Liquid pressure recovery factor
F_F = Liquid critical pressure ratio factor
P_V = Vapor pressure of the liquid at inlet temperature, psia
P_1 = Upstream pressure, psia

See Table 3-I for F_L factors for both full-open and part-stroke values.

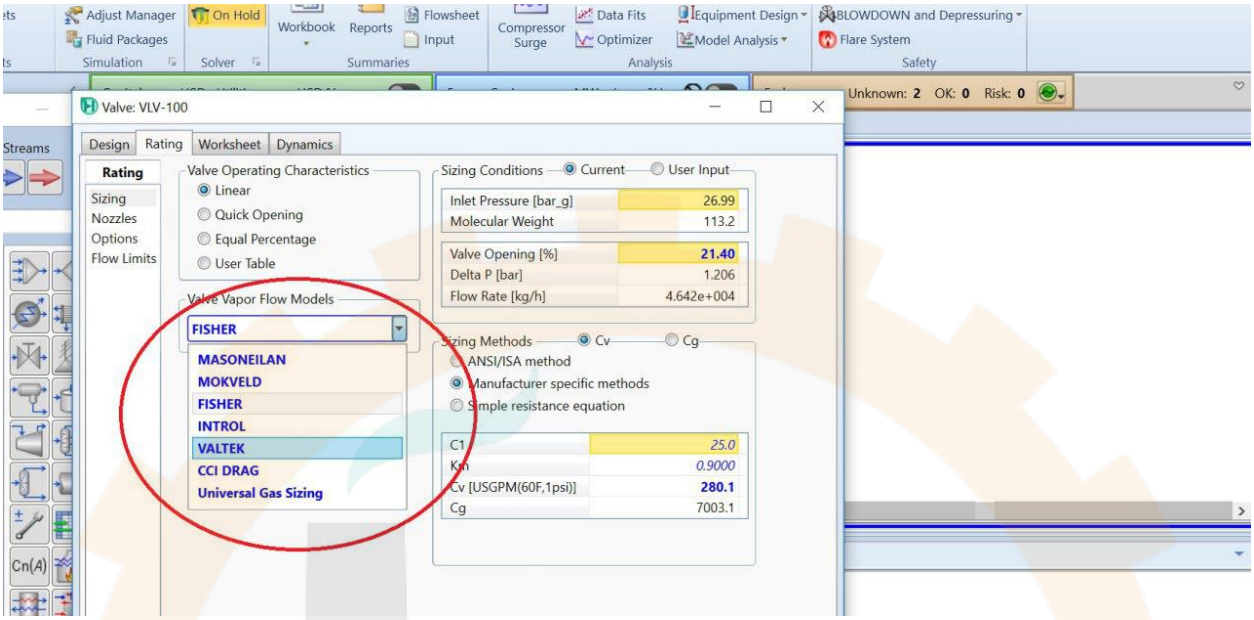
F_F can be estimated by the following relationship:

$$F_F = 0.96 - 0.28\sqrt{\frac{P_V}{P_C}} \qquad (3.4)$$

Where: F_F = Liquid critical pressure ratio
P_V = Vapor pressure of the liquid, psia
P_C = Critical pressure of the liquid, psia (see Table 3-II)

اگر اختلاف فشار اصلی از اختلاف فشار برای بوجود آمدن Choking بیشتر باشد، پس پدیده چوک شدن بوجود می‌آید و می‌بایست اختلاف فشار Choking را برای افت فشار مجاز برای طراحی مد نظر قرار دهیم.

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com



در نرم افزار Aspen HYSYS در قسمت Valve Sizing ، وقتی یکی از شرکتهای سازنده را انتخاب می کنیم (برای حالت بخار) ، Radio Botton قسمت Sizing Method از استاندارد ANSI/ISA برداشته می‌شود. منظور این است که قاعدتاً هنگامیکه در لیست Valve Vapor Flow Models نرم افزار، شرکت های Fisher and VALTEC و .. انتخاب می گردند یعنی این شرکتها از روابط اختصاصی خود استفاده می کنند. البته در قسمتی از متنی که در زیر ملاحظه می کنید، در فایلی کع مربوط به شرکت VALTEC می‌باشد، مطرح شده است که روابط این شرکت بر اساس استاندارد ISA است.

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه

INTRODUCTION

Valtek uses a systematic method for selecting body types, sizes, materials, pressure ratings and trim sizes based on flow characteristics.

Valtek control valve flow capacity (C_v) is based upon the industry standard, ANSI/ISA S75.01. This standard and the corresponding measuring standards contain Equations used to predict the flow of compressible and incompressible fluids in control valves. Slightly different forms of the basic Equation are used for liquids and gases.

متوجه شدیم که چگونه افت فشار منجر به Choke شدن و کاویتاسیون را چک نماییم و اگر افت فشار چوک شدن، کمتر از افت فشاراصلی بود، برای طراحی می‌بایست همان افت فشار چوک شدن را بعنوان افت فشار اصلی مد نظر قرار بدهیم و اگر متوجه بشویم براساس رابطه ذکر شده، احتمال رخ داد کاویتاسیون می‌باشد، باید ملاحظاتی در نظر بگیریم، مانند تغییر Trim شیر یا استفاده از مواد مقاوم در برابر کاویتاسیون.

The required C_v for flashing applications is determined by using the appropriate ΔP allowable [ΔP_{ch} calculated from Equation 3.3].

به متن بالا در مورد سرویس مایع توجه فرمایید. به این صورت گفته شده است که برای پدیده Flashing در مایعات بایستی که اختلاف فشار Choking رو معیار قرار دهیم.

✓یعنی چه ؟؟؟ همیشه اختلاف فشار Choking را اگر کمتر از اختلاف فشار واقعی بود مبنای طراحی قرار می دهیم

www.powerplantac.com

بحث ۱۰۰ درصد opening شیر برای بدست آوردن ۳ عدد Cv :

توجه داشته باشید که ما سه عدد Cv به دست می‌آوریم که فقط بزرگترین و کوچکترین آنها اهمیت دارند. بزرگترین Cv برای انتخاب Cv شیر انتخاب شده کاربرد دارد به این ترتیب که مقدار Cv شیری که انتخاب می‌کنیم باید در حالت کاملا باز از بزرگترین Cv محاسبه شده بیشتر باشد. اگه شیری انتخاب شده در حالت صد درصد باز بیشترین Cv مدنظر را پوشش دهد در حالت هایی که کمتر باز هست، می تواند Cv کمتر را هم پوشش بدهد. البته گاهاً خریدار جهت اطمینان، شیری را مد نظر دارد که می‌بایست در حالت ۹۰ درصد یا ۸۵ درصد باز، کل جریان را عبور بدهد. ولی اگر محدودیتی وجود نداشته باشد، معیار همان ۱۰۰ درصد هست.

نسبت Cv بیشینه به Cv کمینه (یا در واقع نسبت دبی بیشینه به دبی کمینه) هم همان Turn-down Ratio است که البته با Rangeability تفاوتی جزئی دارد. شیر کنترلی انتخاب شده می‌بایست Rangeability نسبتاً بالایی داشته باشد تا بتواند دبی‌های کم تا زیاد را کنترل نماید.

مثال اول برای سرویس مایع:

Example One

Given:

Liquid	Water
Critical Pressure (P_C)	3206.2 psia
Temperature	250° F
Upstream Pressure (P_1)	314.7 psia
Downstream Pressure (P_2)	104.7 psia
Specific Gravity	0.94
Valve Action	Flow-to-open
Line Size	4-inch (Class600)
Flow Rate	500 gpm
Vapor Pressure (P_v)	30 psia
Kinematic Viscosity (ν)	0.014 centistokes
Flow Characteristic	Equal Percentage

اولین قدم، محاسبه اختلاف فشار اصلی هست و مقایسه آن با اختلاف فشاری که Choking را بوجود می آورد است:

www.powerplantac.com

$$\Delta P = 314.7 \text{ psia} - 104.7 \text{ psia} = 210 \text{ psi}$$

Step 2: Check for choked flow. Find F_L using Table 3-I. Looking under "globe, flow-under," find F_L as 0.90. Next, estimate F_F using Equation 3.4:

$$F_F = 0.96 - 0.28\sqrt{\frac{30}{3206.2}} = 0.93$$

Insert F_L and F_F into Equation 3.3:

$$\Delta P_{ch} = (0.90)^2 [314.7 - (0.93)(30)] = 232.3 \text{ psi}$$

اگه به یاد داشته باشید رابطه‌ای که برای پیش بینی Choked Flow بیان می شد، اینگونه بود:

$$\Delta P_{ch} = F_L^2 (P_1 - F_F P_V)$$

پس به یک F_L و یک F_F نیاز داریم. اما منظور از این فاکتورها جهت اصلاح ضریب جریانی شیر چیست ؟

به عکس زیر توجه فرمایید:

فاکتورهای مختلف جهت اصلاح ضریب جریانی شیر

- Liquid Pressure Recovery Factor, F_L (predicts the amount of pressure recovery that will occur between the Vena Contracta and valve outlet)
- Liquid Critical Pressure Ratio Factor, F_F (multiplied by the vapor pressure, predicts the theoretical Vena Contracta pressure at the maximum effective(choked) pressure drop across the valve)
- Reynolds Number Factor, F_R (is used to correct the calculated C_v for non-turbulent flow conditions)
- Piping Geometry Factor, F_P (The effect of reducers and expanders can be approximated by the use of this factor)
- Expansion Factor, Y (accounts for the variation of specific weight as the gas passes from the valve inlet to the Vena Contracta and also for the change in cross-sectional area of the Vena Contracta as the pressure drop is varied)
- Ratio of Specific Heats Factor, F_k (adjusts the equation to account for different behavior of gases other than air)
- Terminal Pressure Drop Ratio, X_T (is used to predict the choking point due to the sonic velocity limitation across the Vena Contracta. It is a function of the valve geometry and varies similarly to F_L depending on the valve type)

www.powerplantac.com

اختلاف فشار اصلی کمتر از اختلاف فشاری هست که Choking را بوجود می‌آورد، پس مشکلی نیست و همین را مبنای محاسباتمان قرار می‌دهیم. برای محاسبه Cavitation هم طبق رابطه موجود در استاندارد پیش خواهیم رفت:

$$\Delta P\ (\text{cavitation}) = F_i^2\ (P_1 - P_V)$$

F_i=Liquid Cavitation Factor

که بایستی از جداول استخراج کنیم.

خب این مورد آب هست و راحت اما، یادمان باشد برای یک مخلوط باید دقت بیشتری برای بدست آوردن فاکتورهای مد نظرمان داشته باشیم. خب اگر محاسبه کنیم، خواهد شد 187 Psi

با توجه با عدد حاصله، احتمال رخ داد کاویتاسیون وجود دارد. چون از اختلاف فشار اصلی یعنی 210 Psi کمتر می‌باشد، پس بایستی ملاحظات را در نظر بگیریم و Trim شیر را تغییر بدهیم و یا متریال مناسب مقاوم انتخاب نماییم و به هر حال احتمال کاویتاسیون را در فرایند کم کنیم. یعنی Proper Trim and Material Selection . در اینجا همان اختلاف فشار اصلی را مبنای محاسبات قرار می‌دهیم.

با فرض Fp = 1 برای اولین بار Cv را از رابطه اصلی برای مایعات بدست می‌آوریم. مقدار Cv برابراست با 33.4

در این مرحله ابتدا از جدول سازنده شیر، کوچکترین اندازه Body را انتخاب می کنیم. در کلاس فشاری 600 و Equal Percentage و .. که می‌شود ۲ اینچ.

تعیین نوع جریان و فاکتور عدد رینولدز:

$$Re_v = \frac{(17{,}300)\,(1)\,(500)}{(0.014)\sqrt{(0.90)(33.4)}}\left[\frac{(0.90)^2\,(33.4)^2}{(890)(2)^4}+1\right]^{1/4} = 114 \times 10^6$$

این عدد از 40 هزار بیشتر است یعنی جریان آرام نیست، پس اثر فاکتور F_r ناچیز می‌باشد، یعنی مقدارش را یک در نظر می گیریم.

www.powerplantac.com

اگه از آن معیار کوچکتر بود، بایستی از رابطه، F_r را حساب می‌کردیم اما اکنون همان یک هست وCv نیازی به تصحیح ندارد.

اگر جریان متلاطم نباشد ($Re_v<40000$)، برای اصلاح Cv ابتدا F_r را محاسبه می‌کنیم، که اگر مقدار آن کمتر از 0.48 باشد یعنی جریان آرام است:

$$F_R = 1.044 - .358\left(\frac{C_{vs}}{C_{vt}}\right)^{0.655} \qquad (3.6b)$$

Where: C_{vs} = Laminar flow C_v

$$C_{vs} = \frac{1}{F_s}\left(\frac{q\,\mu}{N_s\,\Delta P}\right)^{2/3} \qquad (3.6c)$$

C_{vt} = Turbulent flow C_v (Equation 3.1)

F_s = streamline flow factor

رابطه 3.6c برای بدست آوردن Cv در حالت Laminar است. برای حالت Transition و درواقع $0.48<Fr<0.98$ ، برای محاسبه Cv از این رابطه استفاده می‌کنیم:

$$C_v = \frac{q}{F_R}\sqrt{\frac{G_f}{P_1 - P_2}} \qquad (3.6e)$$

For laminar and transitional flow, note the ΔP is always taken as $P_1 - P_2$.

مجدداً توجه فرمایید که :

- اگر عدد رینولدز بزرگتر از ۴۰ هزار شد پس مقدار F_r را ۱ درنظر می‌گیریم و نیازی به تصحیح Cv نیست.

- اگر عدد رینولدز کوچکتر از ۴۰ هزار شد پس جریان ممکنه آرام باشه یا انتقالی و می‌بایست سهم F_r دیده شود. پس اینگانه عمل می‌نماییم :

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

اگه جریان آرام بود یعنی Rev < 40000 and Fr < 0.48 پس Cv جریان آرام (رابطه 3.6c) را بدست می‌آوریم و اگه هم جریان انتقالی یا Transition بود، یعنی Rev < 40000 and 0.48 < Fr < 0.98 ، از رابطه3.6e ، Cv را بدست می‌آوریم.

محاسبه Fp:

باید پارامترهای d/D و Cv/d^2 را محاسبه کنیم. یادمان باشد که d همان اندازه شیری که انتخاب کردیم بوده و D هم اندازه Nominal لوله می‌باشد . خب از طریق استفاده از این دو پارامتر و دوجدول زیر، مقدار Fp محاسبه می‌شود و Cv اینگونه اصلاح می شود:

$$d/D = 2/4 = 0.5 \text{ and } C_v/d^2 = 33.4/2^2 = 8.35$$

Therefore according to Table 3-III, the F_P is 0.97.

Step 9: Recalculate the final C_v:

$$C_v = \frac{500}{0.97}\sqrt{\frac{0.94}{210}} = 34.5$$

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

Table 3-III: Piping Geometry Factors for Valves with Reducer and Increaser, F_p versus C_v/d^2

C_v / d^2	d / D				
	0.50	0.60	0.70	0.80	0.90
4	0.99	0.99	1.00	1.00	1.00
6	0.98	0.99	0.99	1.00	1.00
8	0.97	0.98	0.99	0.99	1.00
10	0.96	0.97	0.98	0.99	1.00
12	0.94	0.95	0.97	0.98	1.00
14	0.92	0.94	0.96	0.98	0.99
16	0.90	0.92	0.95	0.97	0.99
18	0.87	0.90	0.94	0.97	0.99
20	0.85	0.89	0.92	0.96	0.99
25	0.79	0.84	0.89	0.94	0.98
30	0.73	0.79	0.85	0.91	0.97
35	0.68	0.74	0.81	0.89	0.96
40	0.63	0.69	0.77	0.86	0.95

NOTE: *The maximum effective pressure drop (ΔP choked) may be affected by the use of reducers and increasers. This is especially true of Valdisk valves. Contact factory for critical applications.*

Table 3-IV: Piping Geometry Factors for Increaser Only on Valve Outlet, F_p versus C_v / d^2

C_v / d^2	d / D				
	0.50	0.60	0.70	0.80	0.90
4	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
6	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01
8	1.01	1.02	1.02	1.02	1.01
10	1.02	1.03	1.03	1.03	1.02
12	1.03	1.04	1.04	1.04	1.03
14	1.04	1.05	1.06	1.05	1.04
16	1.06	1.07	1.08	1.07	1.05
18	1.08	1.10	1.11	1.10	1.06
20	1.10	1.12	1.12	1.12	1.08
25	1.17	1.22	1.24	1.22	1.13
30	1.27	1.37	1.42	1.37	1.20
35	1.44	1.65	1.79	1.65	1.32
40	1.75	2.41	3.14	2.41	1.50

Where:

d = Valve port inside diameter in inches
D = Internal diameter of the piping in inches
(See Tables 3-VII and 3-VIII)

درنهایت با داشتن اطلاعات ارائه شده Cv و Trim ، سرعت خروجی رو محاسبه می‌نماییم :

$$V = \frac{0.321\ q}{A_v}$$

که سرعت در حدود 51 ft/Sec بدست می‌آید که با توجه به جدولی که قبلاً توضیح داده شد یعنی :

As a general rule, valve outlet velocities should be limited to the following maximum values:

Liquids	50 feet per second
Gases	Approaching Mach 1.0
Mixed Gases and Liquids	500 feet per second

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

ملاحظه می‌شود، که عدد 50 برای سرویس سیال مایع از حد مجاز تجاوز کرده و چون احتمال کاویتاسیون هم داریم پس می‌آییم و ملاحظات تغییر اندازه Trim را انجام می دهیم. اکنون به بررسی Trim Size = 3 Inches می‌پردازیم:

یعنی d/D and Cv/d^2 و و محاسبه Fp .

با این اوصاف و Trim Size ، 3 Inches سرعت خروجی برابر است با 23 ft/Sec که قابل قبول می‌باشد. البته همچنین چون احتمال رخ دادن کاویتاسیون هست بایستی Trim مخصوص از لحاظ متریال و شکل، شامل cage ضدکاویتاسیون انتخاب کنیم.

Cv نهاییمان بدست می آید 33.4 (بعلت تغییر اندازه بدنه)

- توجه فرمایید که از شیر کنترلی Reduced Size هم می‌توان استفاده نمود که قیمت آن از شیری با Trim Size = 3” ارزانتر می‌باشد یعنی 2x4”
- برای دو دبی دیگر هم همین روال را باید طی نماییم(برای دبی های بیشینه و کمینه)

مثال دوم برای سرویس مایع :

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

Liquid ..... Ammonia
Critical Pressure (P_c) ..... 1638.2 psia
Temperature ..... 20° F
Upstream Pressure (P_1) ..... 149.7 psia
Downstream Pressure (P_2) ..... 64.7 psia
Specific Gravity 0.65
Valve Action ..... Flow-to-close
Line Size ..... 3-inch (Class 600)
Flow Rate ..... 850 gpm
Vapor Pressure (P_v) ..... 45.6 psia
Kinematic Viscosity (v) ..... 0.02 centistokes
Flow Characteristic ..... Linear

اختلاف فشار Choking را بدست می‌آوریم و مشاهده می‌کنیم کمتر از اختلاف فشار اصلی هست (اختلاف فشار اصلی از مقدار اختلاف فشار چوک شدن جریان، تجاوز نموده است) پس جریان چوک خواهد شد. بنابراین این افت فشار رو انتخاب می‌کنیم بعنوان افت فشار اصلی

$$F_F = 0.96 - 0.28\sqrt{\frac{45.6}{1638.2}} = 0.91$$

Insert F_L and F_F into Equation 3.3:

$$\Delta P_{ch} \text{ (choked)} = (0.85)^2 [149.7 - (0.91)(45.6)] = 78.2 \text{ ps}$$

برای پدیده کاویتاسیون:

$$\Delta P \text{ (cavitation)} = F_i^2 (P_1 - P_V)$$

اختلاف فشار اصلی هم بصورت زیر هست:

$$\Delta P = 149.7 \text{ psia} - 64.7 \text{ psia} = 85 \text{ psid}$$

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

بعد از محاسبه اختلاف فشار برای پدیده کاویتاسیون، متوجه می‌شویم چون مقدار آن کمتر از اختلاف فشار اصلی است، پس رخ دان آن محتمل هست و خب بایستی ملاحظاتی را درنظر بگیریم. با فرض Fp = 1 ، Cv را محاسبه می کنیم با

$$C_v = 850\sqrt{\frac{0.65}{78.2}} = 77.5$$

حال از جدول Vendor با توجه به Linear بودن خصوصیات جریانی شیر و کلاس فشاری 600 ، کمترین Body Size را با توجه به Cv بدست آمده، یعنی 3 اینچ ، انتخاب می کنیم.

Step 5: From the C_v tables (Mark One, flow-over, linear, Class 600) select the smallest body size for a C_v of 77.5, which is a 3-inch body.

در این مرحله عدد رینولدز را حساب می کنیم و می‌فهمیم که جریان آشفته هست و نتیجتاً $F_r = 1$

F_p را با توجه به نسبتهای d/D و Cv/d^2 محاسبه می کنیم. با توجه به اینکه Trim Size and Line Size = 3 Inches ، پس از سهم F_p صرفنظر می‌شود و همان عدد ۱ را مد نظر قرار می‌دهیم. پس مقدار Cv دیگر اصلاح نمی‌خواهد و مقدار Cv همان 77.5 می‌ماند.

سرعت خروجی از شیر را از رابطه 3.7 بدست می‌آوریم که در حدود 38 ft/Sec خواهد بود.

As a general rule, valve outlet velocities should be limited to the following maximum values:

Liquids	50 feet per second
Gases	Approaching Mach 1.0
Mixed Gases and Liquids	500 feet per second

www.powerplantac.com

طبق این جدول مناسب است اما چون کاویتاسیون محتمل هست پس شیر در معرض خطر خواهد بود.

اندازه Trim را که نمی‌توانیم از اندازه لوله بیشتر درنظر بگیریم، پس با مراجعه می کنیم به Section 14 برای متریال خاص و شکل خاص Trim و حتی Cage برای ملاحظات کاویتاسیون.

توجه کنید که در مثال قبل هم احتمال کاویتاسیون بود و هم سرعت از معیار جدول مورد نظر تجاوز کرده بود و ما اندازه شیر را یک اندازه بزرگتر درنظر گرفتیم و سرعت خروجی کاهش پیدا نمود و کمتر از حد جدول شد اما بازهم چون کاویتاسیون داشتیم، ملاحظات برای انتخاب متریال و شکل مناسب Trim و Cage را انجام دادیم، پس کاویتاسیون و سرعت یکدیگر را پوشش می‌دهند اما لازم و ملزوم هم نمی‌باشند.

- اگه Trim را تغییر بدهیم (منظور اندازه شیر یا Style آن هست)، محاسبات مجدد Cv مورد نیاز است.
- برای دو دبی دیگر هم همین روال را باید طی کنیم(برای دبی های بیشینه و کمینه)

نکته:

برای پی بردن به احتمال رخ دادن Flashing نیازی به رابطه نداریم، بلکه کافیست در دمای عملیاتی خروجی شیر (بخاطر تغییر دما)، ببینیم فشار بخار سیال چقدر خواهد بود و بعد با فشار استاتیکی سیال در اثر افت در Seat & Plug شیر که به اون می رسد، مقایسه اش کنیم که اگر فشار خروجی کمتر از فشار بخار سیال بود، قاعدتاً جوشش سیال را خواهیم داشت.

برای بررسی نمودن پدیده Flashing ، مثال آب را با هم بررسی می کنیم و باید یادمون باشه برای سیالات دیگه بخصوص مخلوط، تعیین فشار بخار کمی دشوار می‌باشد.

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

Example One

Given:

Liquid	Water
Critical Pressure (P_c)	3206.2 psia
Temperature	250° F
Upstream Pressure (P_1)	314.7 psia
Downstream Pressure (P_2)	104.7 psia
Specific Gravity	0.94
Valve Action	Flow-to-open
Line Size	4-inch (Class600)
Flow Rate	500 gpm
Vapor Pressure (P_v)	30 psia
Kinematic Viscosity (ν)	0.014 centistokes
Flow Characteristic	Equal Percentage

فرض کنید دما در خروجی شیر و در بخاطر اثر ژول-تامسون، 350°F است. از جدول بخار آب برای دمای ۳۵۰ درجه فارانهایت، فشار اشباع برابر هست با134.5psia ، فشار خروجی ما 104.7psia

فشار استاتیکی خروجی پایین‌تر از فشار بخار سیال در دمای عملیاتی می باشد (۳۵۰ درجه فارانهایت)، پس قطعا Flashing داریم و قسمتی از آب به جوش می‌آید.

از جدول بخار آب، مقادیر زیر را مشخص کرده و مقدار X را بدست می آوریم

h_{f1} = 321.8 Btu/lb at 350° F
(from saturation temperature tables)

h_{f2} = 302.3 Btu/lb at 105 psia
(from saturation pressure tables)

h_{fg2} = 886.4 Btu/lb at 105 psia
(from saturation pressure tables)

$$x = \left(\frac{321.8 - 302.3}{886.4} \right) \times 100\% = 2.2\%$$

X همان درصد flashing می‌باشد.

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

$$x = \left(\frac{h_{f1} - h_{f2}}{h_{fg2}} \right) \times 100\% \qquad (3.10)$$

Where:

x = % of liquid mass flashed to vapor

h_{f1} = Enthalpy of saturated liquid at inlet temperature

h_{f2} = Enthalpy of saturated liquid at outlet pressure

h_{fg2} = Enthalpy of evaporation at outlet pressure

و این نیز بدست آوردن سرعت در حالت flashing در سیستم انگلیسی :

$$V = \frac{20}{A_v} q \left[\left(1 - \frac{x}{100\%} \right) v_{f2} + \frac{x}{100\%} v_{g2} \right] \qquad (3.9)$$

Where:

V = Velocity, ft/sec

w = Liquid flow rate, lb/hr

q = Liquid flow rate, gpm

A_v = Valve outlet flow area, in^2, see Table 3-VIII.

v_{f2} = Saturated liquid specific volume (ft^3/lb at outlet pressure)

v_{g2} = Saturated vapor specific volume (ft^3/lb at outlet pressure)

x = % of liquid mass flashed to vapor

مجدد به مثال بازمی‌گردیم. اگر سرعت را اینگونه محاسبه کنیم، خواهیم داشت 156 ft/Sec که این عدد از معیار 500 ft/Sec کمتر هست اما بهرحال Flashing داریم و بایستی ملاحظات بعمل بیاریم.(Hardened Trim یا همان Trim سخت شده و مسایل دیگر را بایستی رعایت کنیم).

www.powerplantac.com

Control Valve Sizing برای سیالات تراکم پذیر:

در اینجا Expansion Factor مطرح خواهد شد که که کم شدن Specific Gravity این نوع سیالات را بخاطر کاهش فشار توضیح بدهد. بنابراین براساس اطلاعاتی که صورت مساله مطرح کرده، دو نوع دبی حجمی و یا جرمی می‌توان بدست آورد.

مرحله اول بدست آوردن موراد زیر می باشد:

Variables available:

$$w = 63.3\, F_P C_v Y \sqrt{x P_1 \gamma_1} \qquad (3.11)$$

$$Q = 1360\, F_P C_v P_1 Y \sqrt{\frac{x}{G_g T_1 Z}} \qquad (3.12)$$

$$w = 19.3\, F_P C_v P_1 Y \sqrt{\frac{x M_w}{T_1 Z}} \qquad (3.13)$$

$$Q = 7320\, F_P C_v P_1 Y \sqrt{\frac{x}{M_w T_1 Z}} \qquad (3.14)$$

Where:

- w = Gas flow rate, lb/hr
- F_P = Piping geometry factor
- C_v = Valve sizing coefficient
- Y = Expansion factor
- x = Pressure drop ratio
- γ_1 = Specific weight at inlet conditions, lb/ft³
- Q = Gas flow in standard ft³/hr (SCFH)
- G_g = Specific gravity of gas relative to air at standard conditions
- T_1 = Absolute upstream temperature °R = (°F + 460°)
- Z = Compressibility factor
- M_w = Molecular weight
- P_1 = Upstream absolute pressure, psia

NOTE: *The numerical constants in Equations 3.11–3.14 are unit conversion factors.*

مرحله دوم، بررسی کردن مساله Choked Flow می‌باشد. البته اینجا برای سیال تراکم پذیر بایستی چند پارامتر و فاکتور را محاسبه کنیم.

www.powerplantac.com

F_k یا همان Ratio of Specific Heats factor و نسبت اختلاف فشار به فشار مطلق بالادست) و Terminal Pressure Drop Ratio or X_t

$$F_k = \frac{k}{1.40} \qquad (3.15)$$

Where:

F_k = Ratio of specific heats factor

k = Ratio of specific heats (taken from Table 3-VI).

خب اگر مقدار X برسد به $F_k \cdot X_t$ آنگاه Choking خواهیم داشت.

$$x = \frac{\Delta P}{P_1} \qquad (3.16)$$

Where:

x = Ratio of pressure drop to absolute inlet pressure

ΔP = Pressure drop ($P_1 - P_2$)

P_1 = Inlet pressure, psia

P_2 = Outlet pressure, psia

که در صورت Choke شدن بایستی از مقدار $F_k \cdot X_t$ به جای X استفاده کنیم. برای بدست آوردن مقادیر X_t از جدول زیر استفاده می کنیم :

Table 3-V: Pressure Drop Ratios, x_T

Valve Type	Flow Direction	Trim Size	x_T
Globe	Flow-to-close	Full Area	0.70
	Flow-to-close	Reduced Area	0.70
	Flow-to-open	Full Area	0.75
	Flow-to-open	Reduced Area	0.75
High Performance Butterfly Multi-stage	60° Open	Full	0.36
	90° Open	Full	0.26
	Under Seat	All	~1.00
Ball	90° Open	Full	0.30

سپس Expansion Factor را بدست می‌آوریم:

www.powerplantac.com

$$Y = 1 - \frac{x}{3F_k x_T} \qquad (3.17)$$

NOTE: *If the flow is choked, use* $F_k x_T$ *for x.*

سپس Z یا همان ضریب تراکم پذیری را بدست می‌آوریم.

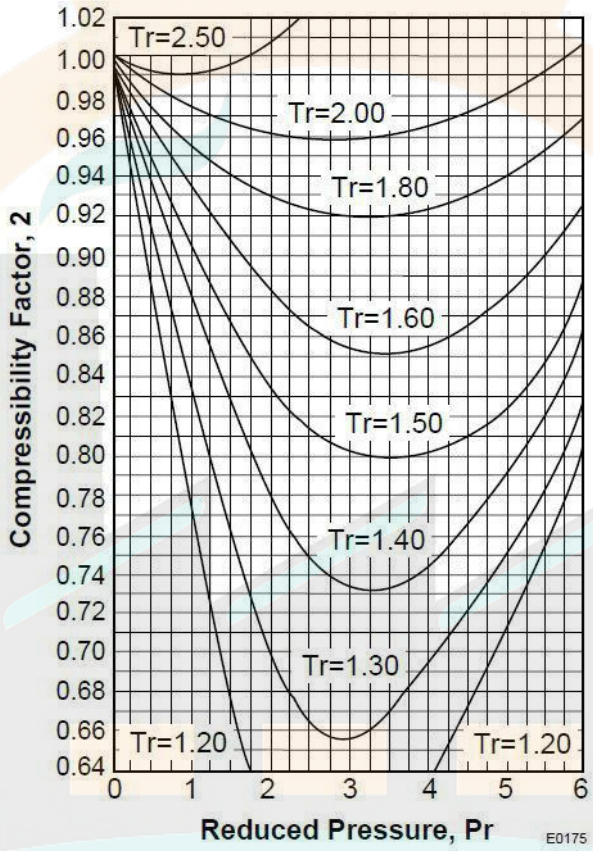


Figure 3-5: Compressibility Factors for Gases with Reduced Pressures from 0 to 6.
(Reproduced from charts of L.C. Nelson and E.F. Obert, Northwestern Technological Institute)

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

Pitzer Correlations for the Compressibility Factor:

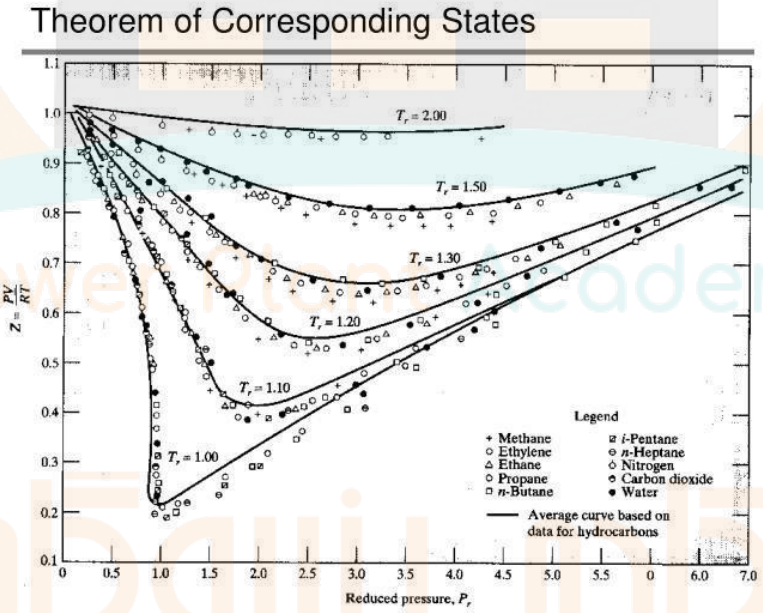
مشاهدات تجربی نشان می‌دهد که ضریب تراکم‌پذیری برای سیالات مختلف، تابعی از فشار و دمای نقصانی هست و براین اساس "تئوری دو پارامتری حالات متناظر" به شکل زیر خواهد بود:

تمامی سیالات، هنگامیکه در دما و فشار کاهش یافته یا همان نقصانی یکسانی مقایسه گردند، تقریباً ضریب تراکم پذیری یکسانی دارند و همگی از رفتار گاز ایده‌آل به یک اندازه انحراف خواهند داشت.

چون تئوری دو پارامتری حالات متناظر برای سیالات ساده‌ای چون آرگون، کریپتون و زنون تقریباً دقیق هست اما برای سیالات پیچیده‌تر، انحراف قانون مندتری مشاهده می‌شود، بهبود محسوسی از معرفی یک سومین پارامتر حالات متناظر استنتاج گردید (خصوصیت ساختار مولکولی).

با تعریف Omega یا همان "ضریب بی‌مرکزی" ، مقدار آن برای سه سیال مذکور صفر گردید و داده های تجربی، ضرایب تراکم پذیری یکسانی را برای آن سه سیال وقتی در دما و فشار کاهیده یکسانی مقایسه گردند، حاصل می‌نماید. این مبنای مقدماتی "تیوری سه پارامتری حالات متناظر" به صورت زیر گردید:

تمامی سیالاتی که ضریب بی مرکزی یکسانی داشته باشند، هنگامیکه در فشار و دمای کاهیده یا نقصانی یکسانی مقایسه گردند، ضریب تراکم پذیری یکسانی خواهند داشت و همگی از رفتار گاز ایده‌آل، به یک اندازه انحراف خواهند داشت.(Acentric Factor را آقای Pitzer و همکارانش اولین بار پیشنهاد داده اند)



www.powerplantac.com

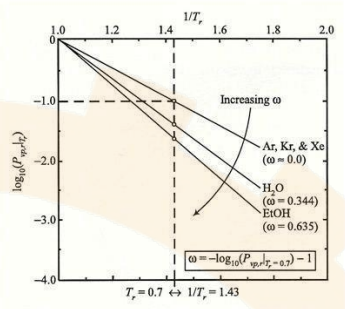
Acentric Factor

- To improve the accuracy of property predictions, Pitzer and coworkers introduced the acentric factor ω as a third correlating parameter

$$Z = Z^{(0)}(T_r, P_r) + \omega Z^{(1)}(T_r, P_r)$$

- The acentric factor was developed as a measure of the difference in structure between the material of interest and a spherically symmetric gas such as argon
- Therefore, the parameter is related to a molecular property
- The parameter is defined using the reduced vapor pressure

$$\omega = -\log_{10} P_{vp,r}\big|_{T_r=0.7} - 1$$



Two-parameter and three-parameter theorems of corresponding states

- Two-parameter theorem: all fluids, when compared at the same reduced temperature and reduced pressure, have approximately the same compressibility factor, and all deviate from ideal-gas behavior to about the same degree.
- Define reduced temperature and reduced pressure: $T_r \equiv \frac{T}{T_c}$ $P_r \equiv \frac{P}{P_c}$
- Not really enough to describe the state, a third corresponding-states parameter is required.
  - The most popular such parameter is the acentric factor (K.S. Pitzer, 1995):

$$\omega \equiv -1.0 - \log\left(P_r^{sat}\right)_{T_r=0.7}$$

- Three-parameter theorem: all fluids having the same value of ω, when compared at the same reduced temperature and reduced pressure, and all deviate from ideal-gas behavior to about the same degree.

Power Plant Academy

برگردیم به مبحث طراحی شیرهای کنترلی :

بعد از تعیین Z Factor ، با فرض Fp = 1 مقدار Cv را برای اولین بار از یکی از چهار معادله با توجه به معلومات مساله و فرایند، محاسبه می کنیم.

آکادمی نیروگاه

اگر یادتان باشد، برای سرویس تراکم ناپذیر هم برای اولین بار Cv را با فرض Fp = 1 بدست می‌آوردیم و بعد اگر لازم بود، آن را تصحیح می‌کردیم. با محاسبه Cv ،کوچکترین Body یا به نوعی همان Trim را از جداول Vendor انتخاب می‌کنیم.

Table 3-III: Piping Geometry Factors for Valves with Reducer and Increaser, F_p versus C_v/d^2

C_v / d^2	d / D				
	0.50	0.60	0.70	0.80	0.90
4	0.99	0.99	1.00	1.00	1.00
6	0.98	0.99	0.99	1.00	1.00
8	0.97	0.98	0.99	0.99	1.00
10	0.96	0.97	0.98	0.99	1.00
12	0.94	0.95	0.97	0.98	1.00
14	0.92	0.94	0.96	0.98	0.99
16	0.90	0.92	0.95	0.97	0.99
18	0.87	0.90	0.94	0.97	0.99
20	0.85	0.89	0.92	0.96	0.99
25	0.79	0.84	0.89	0.94	0.98
30	0.73	0.79	0.85	0.91	0.97
35	0.68	0.74	0.81	0.89	0.96
40	0.63	0.69	0.77	0.86	0.95

***NOTE:** The maximum effective pressure drop (ΔP choked) may be affected by the use of reducers and increasers. This is especially true of Valdisk valves. Contact factory for critical applications.*

Table 3-IV: Piping Geometry Factors for Increaser Only on Valve Outlet, F_p versus C_v / d^2

C_v / d^2	d / D				
	0.50	0.60	0.70	0.80	0.90
4	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
6	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01
8	1.01	1.02	1.02	1.02	1.01
10	1.02	1.03	1.03	1.03	1.02
12	1.03	1.04	1.04	1.04	1.03
14	1.04	1.05	1.06	1.05	1.04
16	1.06	1.07	1.08	1.07	1.05
18	1.08	1.10	1.11	1.10	1.06
20	1.10	1.12	1.12	1.12	1.08
25	1.17	1.22	1.24	1.22	1.13
30	1.27	1.37	1.42	1.37	1.20
35	1.44	1.65	1.79	1.65	1.32
40	1.75	2.41	3.14	2.41	1.50

Where:
d = Valve port inside diameter in inches
D = Internal diameter of the piping in inches
(See Tables 3-VII and 3-VIII)

و اگر Reducer and Expander (Increaser) قبل و بعد از شیر وجود نداشت، آنگاه Fp=1 را در نظر می‌گیریم.

- در صنعت به تمام Fitting های مقعر و یا محدب، Reducer گفته می‌شود و Expanderو یا Increaser زیاد معمول نیست و در واقع Expande/ Increaser ها همان Reducer های برعکس می‌باشند.

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

$$M\ (gas) = \frac{Q_a}{5574\ A_v \sqrt{\frac{kT}{M_w}}} \qquad (3.20)$$

$$M\ (gas) = \frac{Q_a}{1036\ A_v \sqrt{\frac{kT}{G_g}}} \qquad (3.21)$$

$$M\ (air) = \frac{Q_a}{1225\ A_v \sqrt{T}} \qquad (3.22)$$

$$M\ (steam) = \frac{w\ v}{1514\ A_v \sqrt{T}} \qquad (3.23)$$

Where:

- M = Mach number
- Q_a = Actual flow rate, ft^3/hr (CFH, not SCFH; see page 3-13)
- A_v = Applicable flow area, in^2, of body port (Table 3-VIII)
- T_1 = Absolute temperature°R, (°F + 460°)
- w = Mass flow rate, lb/hr
- v = Specific volume at flow conditions, ft^3/lb
- G_g = Specific gravity at standard conditions relative to air
- M_w = Molecular weight
- k = Ratio of specific heats

دقت بفرمایید یک ابهام دیگر هم برطرف گردید که کدام دما را باید مد نظر قرار داد برای بررسی مساله Flashing. پاسخ مشخص هست و بایستی دمای خروجی را مدنظر قرار دهیم که به طور قطع تابع Joule-Thomson Effect می‌باشد. اما مساله Noise Level هم بایستی همیشه مدنظر قرار دهیم.

Caution: Noise levels in excess of 110 dBA may cause vibration in valves/piping resulting in equipment damage.

در جدولی هم که قبلا راجع به آن صحبت کردیم در مورد حد سرعت گازها و مایعات و تحصیح Trim Size هم گویای همین نکته Noise هست بخصوص برای گازها.

www.powerplantac.com

As a general rule, valve outlet velocities should be limited to the following maximum values:

Liquids	50 feet per second
Gases	Approaching Mach 1.0
Mixed Gases and Liquids	500 feet per second

حال معیار 50 feet/Sec هم باید عدد مد نظر رو بررسی کنیم که چرا مقدار دیگه ای ندارد ؟

مثال اول برای سیال تراکم‌پذیر :

Gas ..... Natural Gas
Temperature ..... 65° F
Upstream Pressure (P_1) ..... 1314.7 psia
Downstream Pressure (P_2) ..... 99.7 psia
Flow Rate ..... 2,000,000 SCFH
Valve Action ..... Flow-to-open
Critical Pressure (P_c) ..... 672.92 psia
Critical Temperature (T_c) ..... 342.8°R
Molecular Weight (M_w) 16.042
Ratio of Specific Heats (k) 1.31
Flow Characteristic ..... Linear
Line Size ..... Unknown (Class 600)

از چهارمعادله، یکی که با شرایط صورت مساله می‌خواند را انتخاب و Cv را برای اولین بار محاسبه می کنیم یعنی رابطه ۳,۱۴. سپس F_k و X را محاسبه می کنیم.

X_t را از جدول می‌خوانیم و برای X و F_k هم از روابط 3.15 و 3.16 استفاده می کنیم:

$$F_k = \frac{1.31}{1.40} = 0.936$$

$$x = \frac{1314.7 - 99.7}{1314.7} = 0.92$$

$X = 0.92$ and $F_k.X_t = 0.7$

www.powerplantac.com

اگر مقدار X بیشتر از Fk . Xt باشد،آنگاه Choking خواهیم داشت و در اینجا همینطور می‌باشد، پس مقدار F_k . X_t را بجای X برای محاسبات Sizing در نظر می‌گیریم. حال Expansion Factor را محاسبه می‌کنیم:

$$Y = 1 - \frac{0.70}{3\,(0.70)} = 0.667$$

در این مرحله Z Factor را بواسطه دما و فشار کاهیده (نقصانی)، از نمودار می‌خوانیم:

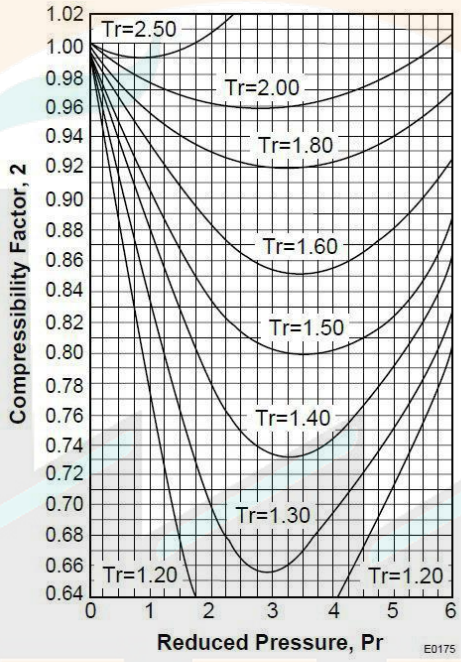


Figure 3-5: Compressibility Factors for Gases with Reduced Pressures from 0 to 6.
(Reproduced from charts of L.C. Nelson and E.F. Obert, Northwestern Technological Institute)

Z= 0.86

حالا شرایط بدست آوردن Cv فراهم شده است. با فرض Fp = 1 آنرا بدست می‌آوریم.

از جدول Cv ها و برای خصوصیات جریانی شیر، Linear و کلاس فشاری ۶۰۰ ، برای Cv محاسبه شده، کوچکترین اندازه بدنه یعنی ۱,۵ اینچ را انتخاب می‌کنیم.

www.powerplantac.com

در اینجا به Pipe Size از لحاظ Reducer ها اشاره نشده است، پس مقدار Fp را ۱ درنظرمی گیریم و در نتیجه مقدارCv تغییری نمی کند. از رابطه ۳,۲۰ برای بدست آوردن سرعت خروجی و عدد ماخ استفاده می کنیم. در خروج از شیر کنترلی، Mach Number بیشتر از یک خواهد بود و نتیجتاً جریان بصورت Super Sonic می‌شود.

$$M = \frac{(297{,}720^*)}{5574\,(1.77)\sqrt{\dfrac{(1.31)(65+460)}{16.04}}} = 6.61$$

خب بایستی Trim شیر را بزرگتر بگیریم تا سرعت پایین آمده تا لرزش نداشته باشیم بهمراه Noise .

حالا بنظر من می‌توانست یکی یکی Trim or Body Size را افزایش داده و بررسی کند که سرعت و عدد ماخ در خروجی چقدر می‌شود و بعد متناظر با آن، در حالت جریان زیر صوت، اندازه بدنه و نهایتاً مقدار Cv را بدست بیاورد، اما در اینجا برای عدد ماخ ۰,۵، سطح مقطع را حساب کرده وTrim Size را بدست آورده است:

$$0.5\,M = \frac{297{,}720\ \text{CFH}}{5574\,A\sqrt{\dfrac{1.31\,(65+460)}{16.04}}} \qquad A_v = 16.3\ \text{in}^2$$

$$A_v = \pi d^2 \quad \text{or} \quad d = \sqrt{\frac{4A_v}{\pi}} = \sqrt{\frac{4\,(16.3)}{\pi}} = 4.6\ \text{in.}$$

اگر به سمت بالا گرد کنیم، اندازه بدنه شیر ۶ اینچ شده و این اندازه را برای Body در نظر می گیریم. مجدداً می-بایست F_p را حساب نماییم.

خب اگه Geometry تغییر نماید (برابر نبودن اندازه بدنه شیر با خط لوله)، بایستی Cv مجدداً محاسبه شود، یعنی تغییر F_p . در اینجا چون از ابتدا اندازه لوله مشخص نبوده است، می‌توان برای سهولت کار، بعد از بدست آوردن اندازه بدنه یعنی ۶ اینچ، اندازه قطر اسمی خط لوله را نیز همین مقدار گرفته و نتیجتاً مقدار F_p همان مقدار یک باقی خواهد ماند و نیازی به محاسبه مجدد Cv نمی باشد.

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

مثال دوم برای سیالات تراکم پذیر:

Given:

Gas	Steam
Temperature	450° F
Upstream Pressure (P_1)	140 psia
Downstream Pressure (P_2)	50 psia
Flow Rate	10,000 lb/hr
Valve Action	Flow-to-open
Critical Pressure (P_C)	3206.2 psia
Critical Temperature (T_C)	705.5° F
Molecular Weight (M_w)	18.026
Ratio of Specific Heats (k)	1.33
Flow Characteristic	Equal percentage
Line Size	2-inch (Class 600)
Specific Volume	10.41

باتوجه به اطلاعات صورت مساله، از رابطه ۳,۱۳ می‌توانیم برای محاسبه Cv استفاده کنیم.

برای محاسبه F_k و X و X_t داریم:

$$F_k = \frac{1.33}{1.40} = 0.95$$

$$x = \frac{140 - 50}{140} = 0.64$$

با توجه به مقدار $F_k \cdot X_t = 0.71$ و مقدار X ، Choked Flow نداریم، زیرا مقدار X کمتر از حاصلضرب $F_k \cdot X_t$ می‌باشد. خب برویم سراغ محاسبه Expansion Factor or Y که مقدارش ۰,۷ می گردد.

$$Y = 1 - \frac{0.64}{3\,(0.71)} = 0.70$$

برای Compressibility Factor/Z Factor داریم :

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

$$P_r = \frac{140}{3208.2} = 0.04$$

$$T_r = \frac{450 + 460}{705.5 + 460} = 0.78$$

Using Figure 3-4, Z is found to be 1.0

مقدار Cv را با فرض F_p =1 از معادله 3.13 محاسبه می کنیم:

$$C_v = \frac{10{,}000}{(19.3)\,(140)\,(0.70)} \sqrt{\frac{(910)\,(1.0)}{(0.64)\,(18.02)}} = 47.0$$

خب با توجه به کلاس فشاری ۶۰۰ و خصوصیات جریانی شیر بصورت Equal Percentage ، کوچکترین بدنه از جدول Cv ، برای اندازه Cv فوق، ۲ اینچ خواهد بود. برای احتساب Geometry و F_p ، چون Reducer نداریم، پس Fp = 1 و مقدار Cv تغییر نمی کند.

حال عدد ماخ در خروجی را محاسبه می‌نماییم :

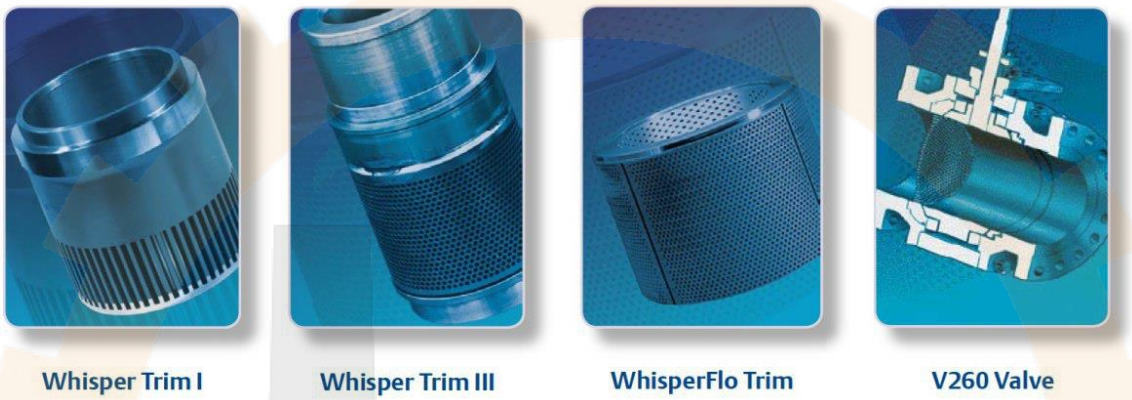
Step 9: The gas is steam, calculate the Mach number using Equation 3.23. Assume a constant enthalpy process to find specific volume at downstream conditions; from steam tables, v = 10.41 ft^3/lb at $T_2 = 414^oF$:

$$M = \frac{(10{,}000)\,(10.41)}{1515\,(3.14)\sqrt{414 + 460}} = 0.74$$

قاعدتاً نگران کننده نیست زیرا جریان زیر حالت Sonic هست اما برای اطمینان بیشتر بهتر است که این مقدار زیر ۰,۵ باشد برای لحاظ نمودن مورد Noise و متعاقباً لرزش و آسیب به شیر.

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com

بنابراین چون عدد ماخ زیر یک هست دیگه نمی‌آییم Trim Size را افزایش دهیم اما می‌بایست ملاحظاتی برای noise بصورت استفاده از Anti-noise Cage درنظر بگیریم یا مثلا شکل Trim را تغییر بدهیم. اما یادمان باشد که اگر F_p تغییر کرد بایتسی مجدداً Cv را محاسبه بشود.



Anti-cavitation Low-noise Control Valve Cage Trim

Power Plant Academy
آکادمی نیروگاه
www.powerplantac.com