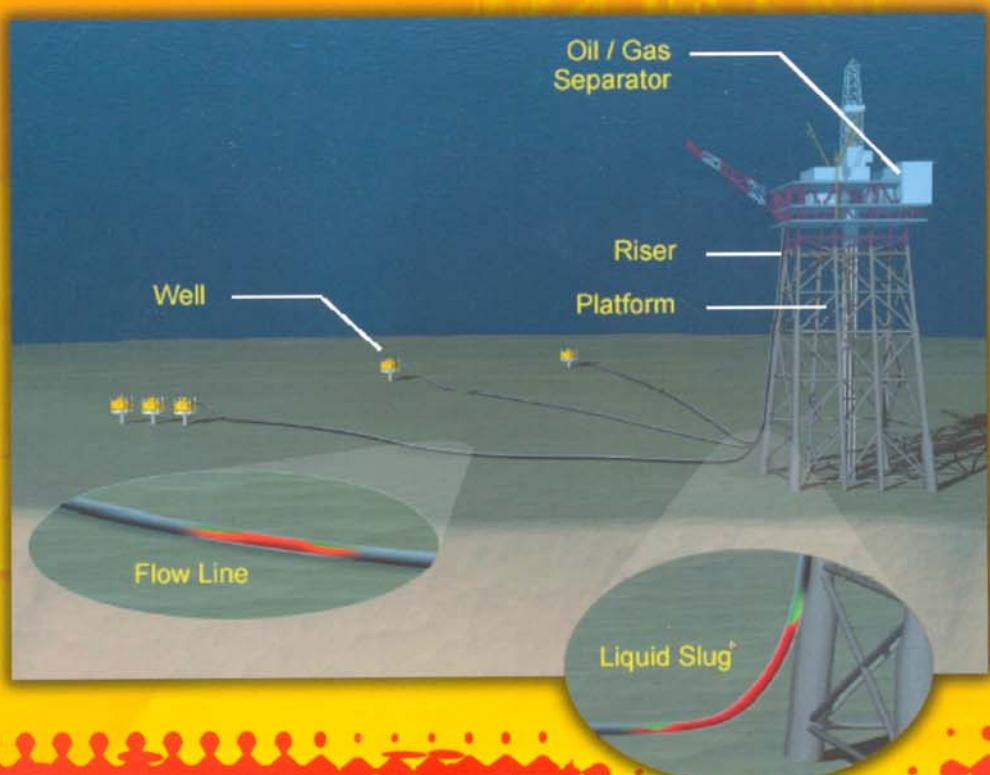




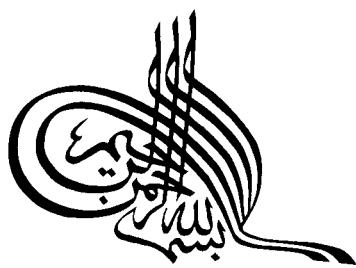
۱۳۵۹
جہاد دانشکاہی
دانشکدہ فنی

اصول طراحی هیدرولیک خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی



تألیف:

علی وطنی - سعید مخاطب



اصول طراحی هیدروليکي
خطوط لوله انتقال
جريانهاي دوفازی

Mehdi Imanian

۳۴۵۲۰۰۳

تأليف:

علی وطنی، سعید مخاطب

سازمان انتشارات جهاد دانشگاهی شعبه واحد تهران
جهاد دانشگاه فنی و مهندسی دانشگاه تهران

وطني، على، ۱۳۳۱ -

أصول طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی / تألیف على وطنی، سعید مخاطب. --

تهران: جهاد دانشگاهی، واحد تهران، انتشارات ۱۳۸۴.

[۲۷۲، ۱۶] ص: مصور، جدول، نمودار.

ISBN: 964-8171-72-6

فهرستنويسي براساس اطلاعات فيبا.

ص.ع. به انگليسى: A. Vatani and S.Mokhatab. Principles of hydraulic design of multiphase flow transmission pipelines.

چاپ قبلی: جهاد دانشگاهی (دانشگاه تهران، دانشکده فنی)، ۱۳۸۰.

چاپ دوم.

كتابنامه: ص [۲۴۳] - ۲۵۹ -

۱. خط لوله -- طرح و محاسبه. ۲. نفت -- لوله ها -- طرح و محاسبه. ۳. گاز -- لوله کشی -- طرح و محاسبه.

الف. مخاطب، سعید، ۱۳۵۵ - ب. سازمان انتشارات جهاد دانشگاهی (دانشگاه تهران). ج. عنوان.

۶۲۱/۸۶۷۲ TJ ۹۷۰ / عalf ۶

۱۳۸۴

كتابخانه ملي ايران

۸۴-۲۹۱۲۶ م



۱۳۵۱

واحد تهران

نام کتاب: اصول طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

مؤلفین: على وطنی / سعید مخاطب

ناشر: سازمان انتشارات جهاد دانشگاهی شعبه واحد تهران

جهاد دانشکده فنی و مهندسی دانشگاه تهران

ليتوگرافی: آبرنگ

چاپ: درخشان

شمارگان: ۱۵۰۰ نسخه

نوبت چاپ: دوم - پانizer ۱۳۸۴

قيمت: ۲۷۰۰۰ ریال

شابک: ۹۶۴-۸۱۷۱-۷۲-۶

ISBN: 964-8171-72-6

WWW.jahat.ir

نشانی: تهران - صندوق پستی ۱۸۶ - ۱۳۱۴۵

E-mail:nashr_jd@yahoo.com

تلفن: ۶۶۴۱۸۴۹۹ - ۶۶۴۹۵۴۳۶۸ تلفکس: ۶۶۴۹۰۷۴۱-۶۶۴۹۰۷۴۰-۶۱۱۱۲۲۲۲

تلفن مرکز پخش: ۶۶۴۹۰۷۴۲-۶۶۴۹۰۷۴۱-۶۶۴۹۰۷۴۰

تقدیم به

زیباترین واژه‌های هستی،

پدر و مادر،

تنها آموزگاران مکتب عشق و محبت

پیشگفتار مولفین

استفاده از سوختهای هیدروکربوری به عنوان یک سوخت مناسب در صنایع مختلف نفت، گاز و پتروشیمی، در طی دهه های اخیر بشدت گسترش یافته است . به منظور استفاده هر چه بهتر از این سوخت در صنایع مرتبط ، لازم است نفت و گاز تولیدی از مخازن هیدروکربوری از طریق خط لوله به اندازه و فواصل متنوعی انتقال داده شوند. بهر حال در بیشتر مواقع بعلت عوامل مختلف از جمله تغییر رفتار فازی مخلوط هیدروکربوری تک فازی که با تغییرات اجتناب ناپذیر دما و فشار در طول خط لوله انتقال جریان همراه شده است، خط لوله مذکور در معرض انتقال جریان دو فازی نفت و گاز قرار می گیرد. ذکر این نکته در اینجا ضروری است که بهره برداری از اکثر منابع هیدروکربوری نیز، اغلب نیازمند انتقال جریانهای دو فازی نفت و گاز می باشد زیرا اکثر این منابع در مناطقی قرار دارند که نصب یک سیستم جدا کننده باکارایی بالا و استفاده از دو خط لوله جداگانه جهت انتقال فازهای نفت و گاز، عملی و یا لحاظ اقتصادی مفروض بصرفه نمی باشد. با در نظر گرفتن مسائل عملیاتی فوق الذکر از یک سو و جنبه های اقتصادی از سوی دیگر، انتقال همزمان نفت و گاز توسط یک خط لوله ، از موضوعات مهم مطرح در طی دهه های اخیر می باشد.

کتاب حاضر که بر اساس تحقیقات علمی و نیز موروری بر آخرين مقالات علمی منتشر شده در زمینه اصول بنیادی طراحی خطوط لوله جریانهای چند فازی، تأثیف و تدوین گردیده است، حاصل سالها مطالعه و تحقیق در این زمینه می باشد. لازم به یادآوری است که همچنان مورد استفاده در روابط و معادلات طراحی موجود در این کتاب ، همگی بر اساس سیستم آحاد انگلیسی می باشند.

در خاتمه مولفین بر خود لازم می دانند از همکاری و مساعدت بی دریغ مسئولان محترم جهاد دانشگاهی دانشکده فنی دانشگاه تهران، بالاخص آقایان بزرگی نژاد و روزبهانی ، صمیمانه قدردانی نمایند. همچنین از سرکار خانم فرشته نجفی که در تایپ این اثر علمی، متهم زحمات فراوانی شده اند، صمیمانه تقدیر و سپاسگزاری می شود. امید اینکه این کتاب، کیفیت برنامه های آموزشی - پژوهشی در زمینه آشنازی با مبانی و اصول طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دو فازی نفت و گاز را ارتقاء دهد. اساتید محترم و محققان گرامی نیز با ارائه پیشنهادات سازنده خود، ما را یاری نمایند تا در چاپهای بعدی این کتاب، اصلاحات لازم بعمل آید.

ومن ا... التوفيق

سعید مخاطب

(مدیر مهندسی و اجراء شرکت بین المللی خطوط لوله پارس)

علی وطنی

(عضو هیئت عنمی دانشکده فنی دانشگاه تهران)

فهرست نشانه‌ها و اختصارات

: سطح مقطع لوله	A
: ضریب حجمی سازند	B
: تعداد اجزای شیمیابی، قابلیت تراکم پذیری سیال، گرمای ویژه	C
: قطر لوله	D
: نرخ جرمی ناشی از تغییر فاز گاز به مایع	$\Delta\dot{m}_{gl}$
: نرخ جرمی ناشی از تغییر فاز مایع به گاز	$\Delta\dot{m}_{lg}$
: کسر مساحت، ترم شتاب، راندمان خط لوله	E
:تابع نمایی	EXP
: تعداد درجات آزادی سیستم، مجموع کل مولهای خوراک	F
: نیروی دراگ فصل مشترک بر روی فاز گاز	F_{dg}
: نیروی دراگ فصل مشترک بر روی فاز مایع	F_{dl}
: نیروی جاذبه ناشی از فاز گاز	F_{gg}
: نیروی جاذبه ناشی از فاز مایع	F_{gl}
: نیروی ناشی از تغییر فاز گاز به مایع	F_{mg}
: نیروی ناشی از تغییر فاز مایع به گاز	F_{ml}
: نیروی اصطکاکی فاز گاز بر روی دیواره لوله	F_{wg}
: نیروی اصطکاکی فاز مایع بر روی دیواره لوله	F_{wl}
: نسبت گاز به نفت	GOR
: پس‌ماند، آنتالپی	H
: طول خط لوله، طول واحد لخته	L
: مجموع کل مولهای مایع	L
: جرم مولکولی	MW

: عدد بدون بعد فرود	N_{Fr}
: عدد بدون بعد گراشاف	N_{Gr}
: عدد بدون بعد ناسلت	N_{Nu}
: عدد بدون بعد پراتل	N_{Pr}
: عدد بدون بعد رینولدز	N_{Re}
: عدد بدون بعد قطر لوله	N_d
: عدد بدون بعد سرعت گاز	N_{gv}
: عدد بدون بعد سرعت مایع	N_{lv}
: عدد بدون بعد گرانزوی مایع	N_{μ_l}
: تعداد فازها، فشار	P
: حجم	Q
: نرخ حجمی	\dot{Q}
: ثابت گازها	R
: نسبت گاز به نفت، مقاومت انتقال حرارت	R
: محیط دیواره لوله	S
: دما	T
: ضریب کلی انتقال حرارت	U
: حجم، سرعت، مجموع کل مولهای بخار	V
و Y : پارامترهای "Lockhart-Martinelli" (۱۹۴۹)	X
: خطأ	e
: ضریب اصطکاک، فوگاسیته	f
: شتاب جاذبه	g
: ثابت جاذبه	g_c
: ارتفاع، آنتالپی واحد جرم	h
: نسبت تعادلی، ضریب انتقال حرارت هدایتی	k
: جرم	m
: نرخ جرمی	\dot{m}
: تعداد مولها	n

: عدد بدون بعد فرود	N_{Fr}
: عدد بدون بعد گراشاف	N_{Gr}
: عدد بدون بعد ناسلت	N_{Nu}
: عدد بدون بعد پرانتل	N_{Pr}
: عدد بدون بعد رینولدز	N_{Re}
: عدد بدون بعد قطر لوله	N_d
: عدد بدون بعد سرعت گاز	N_{gv}
: عدد بدون بعد سرعت مایع	N_{lv}
: عدد بدون بعد گرانزوی مایع	N_{μ_l}
: تعداد فازها، فشار	P
: حجم	Q
: نرخ حجمی	\dot{Q}
: ثابت گازها	R
: نسبت گاز به نفت، مقاومت انتقال حرارت	R
: محیط دیراره لوله	S
: دما	T
: ضریب کلی انتقال حرارت	U
: حجم، سرعت، مجموع کل مولهای بخار	V
X و Y : پارامترهای "Lockhart-Martinelli" (۱۹۴۹)	X
: خطا	e
: ضریب اصطکاک، فوگاسیته	f
: شتاب جاذبه	g
: ثابت جاذبه	gc
: ارتفاع، آنتالپی واحد جرم	h
: نسبت تعادلی، ضریب انتقال حرارت هدایتی	k
: جرم	m
: نرخ جرمی	\dot{m}
: تعداد مولها	n

: گرمای مبادله شده بین سیال و محیط اطراف	q
: زمان	t
: کسر مولی در فاز مایع، طول لوله	x
: کسر مولی در فاز گاز (بخار)	y
: ضریب تراکم پذیری گاز، کسر مولی در خوراک (مخلوط جریان دوفازی)، ارتفاع عمودی سیال	z
: کسر حجمی (پس ماند) بدون لغزش	λ
: گرانروی دینامیکی	μ
: گرانروی جنبشی	ν
: کشش سطحی	σ
: جرم ویژه	ρ
: ضریب عدم تمرکز	ω
: ضریب تأثیر متقابل دوتایی، ضخامت فیلم مایع درون لوله در جریان لایه‌ای	δ
: ضریب فوگاسیته، ضریب تصحیح افت فشار در جریان دوفازی	ϕ
: زاویه خط لوله با سطح افق	θ
: ضریب نفوذ حرارتی	α
: ضریب ژول - تامسون	η
: تنش برشی	τ
: چگالی	γ
: اختلاف	Δ
: زبری خط لوله، ضخامت فیلم مایع، مقداری بسیار کوچک	ϵ

بالانویسهها

: بدون بعد	\sim
: درون مخلوط	$^{\wedge}$
: میانگین	$-$
: جهت رو به بالا	$+$
: جهت رو به پایین	$-$

L : مایع
 n و m : ضرایب تعیین نوع جریان در روش "Lockhar-Martinell" (۱۹۴۹)
 V : بخار

زیرنویسها	
: بحرانی، فاصله از مرکز، هسته گازی	C
: فشار ثابت، لوله	P
: شبیه بحرانی	PC
: مخزن	R
: شرایط استاندارد	SC
: شرایط جداساز	SP
: دما ثابت	T
: ظاهری، هوا	a
: ناشی از شتاب	acc
: حباب	b
: حبابهای بالارنده در لایه ریزان	bf
: حبابهای بالارنده در مایع ساکن	bs
: محاسبه شده	cal
: شبیم، مرده، شناوری	d
: مؤثر	e
: ناشی از تغییر ارتفاع	ele
: تخمینی	est
: آزمایشی و تجربی	exp
: اصطکاکی، لایه مایع	f
: گاز	g
: هر جزء، فصل مشترک	i
: شمارنده تکرار، هر جزء، تعداد لایه	j
: شمارنده تکرار، همگرایی	k

: مایع	l
: مایع - گاز	lg
: تلفات	loss
: فاصله هر نقطه از مسیر جریان از ابتدای خط لوله	lx
: مخلوط دوفاز	m
: بدون لغزش	n
: نفت	o
: شبکه نقصانی	pr
: نقصانی	-
: بالغزش، گازهای محلول، محیط، لخته	s
: ظاهری گاز	sg
: ظاهری مایع	sl
: ظاهری لایه مایع ساکن	slf
: کل، انتقالی	t
: دوفازی	tp
: بخار	v
: آب، دیواره لوله	w
: گاز بالای مایع درون ناحیه لایه لخته	v

فهرست مطالب

پیشگفتار

فهرست نشانه‌ها و اختصارات

فصل اول - مفاهیم بنیادی و معادلات اساسی جریانهای دوفازی

۱	-۱-۱- مقدمه
۱	-۲-۱- نمودار فازی مخلوطهای هیدروکربوری
۴	-۳-۱- متغیرهای مورد استفاده در جریانهای دوفازی
۴	-۱-۳-۱- لغزش
۵	-۲-۳-۱- اثر لغزش در ترکیب درصد جریان دوفازی
۶	-۳-۳-۱- پس ماند
۸	-۴-۳-۱- اثر لغزش بر روی آنتالپی جریان دوفازی (مخلوط گاز- مایع)
۱۰	-۵-۳-۱- سرعت
۱۱	-۶-۳-۱- جرم ویژه
۱۲	-۷-۳-۱- گرانزوی
۱۲	-۴-۱- معادلات اساسی جریان دوفازی
۱۳	-۱-۴-۱- معادله پیوستگی
۱۴	-۲-۴-۱- معادله اندازه حرکت
۱۷	-۳-۴-۱- معادله انرژی
۱۸	-۴-۴-۱- پیچیدگی کاربرد معادلات اساسی در جریانهای دوفازی

فصل دوم - خواص سیالات دوفازی

۲۱	-۱-۲- مقدمه
۲۱	-۲-۲- مدل سیال غیر ترکیبی

۲۲.....	- ضریب حجمی سازندگاز
۲۳.....	- جرم ویژه گاز طبیعی
۲۵.....	- گرانروی گاز طبیعی
۲۵.....	- روش "Carr-Kobayashi- Burrows"
۲۷.....	- روش "Lee-Gonzalez-Eakin"
۲۸.....	- روش "Dean - Stiel"
۲۹.....	- حلالیت گاز
۳۱.....	- تراکم پذیری همدمای نفتهای خام تحت اشباع
۳۱.....	- روش "Vasquez - Beggs"
۳۱.....	- روش "Ahmed"
۳۲.....	- فشار نقطه حراب
۳۳.....	- ضریب حجمی سازند نفت
۳۴.....	- روش‌های محاسبه ضریب حجمی سازند نفت در فشار اشباع
۳۵.....	- روش‌های محاسبه ضریب حجمی سازند نفت برای نفتهای تحت اشباع
۳۶.....	- ضریب حجمی سازند کل
۳۷.....	- گرانروی نفت
۳۹.....	- محاسبه کشش سطحی
۴۲.....	- تعیین جرم ویژه مایعات با ترکیب نامعلوم
۴۳.....	- مدل سیال ترکیبی
۴۳.....	- محاسبات تبخیر ناگهانی در دما و فشار ثابت
۴۵.....	- نسبت‌های تعادلی
۵۲.....	- دستورالعمل نحوه انجام محاسبات تبخیر ناگهانی
۵۵.....	- تعیین فشار نقاط شبنم و حباب
۵۶.....	- مقایسه بین مدلسازی ترکیبی و غیر ترکیبی

فصل سوم - تعیین شرایط عملیاتی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

۵۹.....	- مقدمه
۵۹.....	- توزیع دما

۱-۲-۳ - توزیع درجه حرارت نامعلوم در خطوط لوله	۶۰
۲-۲-۳ - محاسبه ضریب کلی انتقال حرارت	۶۲
۳-۲-۳ - توزیع درجه حرارت معلوم در خطوط لوله.....	۶۶
۳-۳ - محاسبه تغییرات دما و فشار در طول خطوط لوله جریان دوفازی	۶۸

فصل چهارم - الگوهای جریان دوفازی درون خطوط لوله

۱-۴ - مقدمه	۷۳
۲-۴ - الگوهای جریان در خطوط لوله افقی	۷۴
۳-۴ - الگوهای جریان در خطوط لوله قائم	۷۹
۴-۴ - الگوهای جریان در خطوط لوله شبیدار	۸۲
۵-۴ - روش‌های پیش‌بینی انواع الگوهای جریان	۸۵
۱-۴-۵ - پیش‌بینی الگوهای جریان دوفازی بوسیله امکانات تجربی و آزمایشگاهی ..	۸۵
۱-۱-۵-۴ - پیش‌بینی الگوهای جریان در خطوط لوله افقی	۸۸
۱-۵-۴ - پیش‌بینی الگوهای جریان در خطوط لوله قائم	۹۵
۱-۳-۱-۵-۴ - پیش‌بینی الگوهای جریان دوفازی در خطوط لوله شبیدار	۹۹
۱-۵-۴ - پیش‌بینی رژیمهای جریان دوفازی بوسیله مدل‌های فیزیکی	۱۰۳
۱-۲-۵-۴ - پیش‌بینی الگوهای جریان با استفاده از روش <i>Taitel-Dukler</i>	۱۰۴
۱-۲-۵-۴ - انتقال از رژیم جریان لایه‌ای به جریان متناوب یا حلقوی پراکنده ..	۱۰۹
۱-۲-۱-۲-۴ - انتقال از رژیم جریان متناوب به جریان حلقوی پراکنده	۱۱۰
۱-۲-۳-۱-۲-۵-۴ - انتقال از رژیم جریان لایه‌ای صاف به جریان لایه‌ای موجی	۱۱۰
۱-۲-۴-۱-۲-۵-۴ - انتقال از رژیم جریان متناوب به رژیم جریان حبابی پراکنده	۱۱۰
۱-۲-۵-۴ - نحوه تعیین انواع رژیمهای جریان دوفازی	۱۱۱
۱-۲-۵-۴ - پیش‌بینی الگوهای جریان با استفاده از روش <i>Barnea</i>	۱۱۲
۱-۲-۲-۵-۴ - انتقال از رژیم جریان حبابی پراکنده	۱۱۲
۱-۲-۲-۲-۵-۴ - انتقال از رژیم جریان لایه‌ای به رژیم جریان متناوب یا حلقوی پراکنده	۱۱۵
۱-۲-۲-۳-۲-۵-۴ - انتقال از رژیم جریان لایه‌ای به جریان حلقوی	۱۱۵
۱-۲-۲-۴-۲-۵-۴ - انتقال از رژیم جریان حلقوی به جریان متناوب	۱۱۶

۱۱۷.....	- تقسیم‌بندی رژیم جریان متناوب	-۵-۲-۲-۵-۴
۱۱۸.....	- انتقال از رژیم جریان لایه‌ای صاف به لایه‌ای موجی	-۶-۲-۲-۵-۴
۱۱۸.....	- پیش‌بینی رژیمهای جریان با استفاده از روش "Minami-shoham"	-۳-۲-۵-۴

فصل پنجم - مبانی طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

۱۲۳.....	- مقدمه	۱-۵
۱۲۵.....	- مراحل طراحی مقدماتی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی	۲-۵
۱۲۶.....	- عوامل مؤثر در طراحی هیدرولیکی خطوط لوله جریانهای دوفازی	۲-۵
۱۲۷.....	- مشکلات عملیاتی طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی	۴-۵
۱۲۷.....	- تشکیل هیدرات در خطوط لوله انتقال جریان	۱-۴-۵
۱۲۸.....	- بررسی منحنی شرایط تشکیل هیدرات	۱-۱-۴-۵
۱۳۰.....	- روشهای جلوگیری از تشکیل هیدرات گازی در خطوط لوله	۲-۱-۴-۵
۱۳۱.....	- تجمع مایعات در خطوط لوله انتقال جریان	۲-۴-۵
۱۳۴.....	- خوردگی و سائیدگی خط لوله	۳-۴-۵

فصل ششم - جریانهای دوفازی پایدار در خطوط لوله افقی

۱۳۷.....	- مقدمه	۱-۶
۱۳۷.....	- روابط تجربی پیش‌بینی مقادیر افت فشار و مایع تجمع یافته در خطوط لوله افقی	۲-۶
۱۳۷.....	- روش "Lockhart - Martinelli"	۱-۲-۶
۱۳۷.....	- محاسبه مقدار مایع تجمع یافته	۱-۱-۲-۶
۱۳۷.....	- محاسبه افت فشار	۲-۱-۲-۶
۱۳۷.....	- روش (II) Dukler	۲-۲-۶
۱۳۷.....	- محاسبه مقدار تجمع یافته	۱-۲-۲-۶
۱۳۷.....	- افت فشار ناشی از اصطکاک	۲-۲-۲-۶
۱۳۷.....	- افت فشار ناشی از شتاب	۳-۲-۲-۶
۱۳۷.....	- روش Eaton و همکاران	۳-۲-۶
۱۳۷.....	- محاسبه مقدار مایع تجمع یافته	۱-۳-۲-۶
۱۳۷.....	- افت فشار ناشی از اصطکاک	۲-۳-۲-۶

فصل هفتم - جریانهای دوفازی پایدار در خطوط لوله شبیدار

۱۶۷	۱-۱-۷	مقدمه
۱۶۹	۲-۷	- روابط تجربی پیش‌بینی کننده مقدار مایع تجمع یافته و افت فشار
۱۶۹	۱-۲-۷	- روشن <i>Flanigan</i>
۱۷۴	۲-۲-۷	- روشن " <i>Beggs - Brill</i> "
۱۸۰	۳-۲-۷	- روشن " <i>Guzhov - Mamagev - Odishariga</i> "
۱۸۵	۴-۲-۷	- روشن " <i>Mukherjee-Brill</i> "
۱۸۸	۳-۷	- مقایسه روابط تجربی پیش‌بینی کننده مقادیر افت فشار و مایع تجمع یافته

فصل هشتم - جریانهای دوفازی پایدار در خطوط لوله قائم

۱۹۱.....	- مقدمه.....۱-۸
۱۹۱.....	- روابط تجربی محاسبه مقادیر مایعات تجمع یافته و افت فشار.....۲-۸
۱۹۱.....	- روابط تجربی جریانهای دوفازی بدون در نظر گرفتن لغزش بین فازها و رژیم
۱۹۲.....	جریان سیال.....۲-۸
۱۹۲.....	- روش "Poettmann-Carpenter"۱-۲-۸
۱۹۳.....	- روش "Baxendell - Thomas"۱-۲-۸

۱۹۳.....	"Fancher-Brown"	-۳-۱-۲-۸
۱۹۷.....	گرفتن رژیم جریان سیال	-۲-۲-۸
۱۹۷.....	"Hagedorn - Brown"	-۱-۲-۲-۸
۲۰۱.....	روابط تجربی جریانهای دوفازی با در نظر گرفتن لغزش بین فازها و بدون در نظر سیال	-۳-۲-۸
۲۰۲.....	"Duns-Ros"	-۱-۳-۲-۸
۲۱۱.....	روش "Orkiszewski"	-۲-۳-۲-۸
۲۱۶.....	"Chierici-Ciucci-Sclocehi"	-۳-۳-۲-۸
۲۱۸.....	"Aziz - Goier - Fogarasi"	-۴-۳-۲-۸
۲۲۴.....	جریانهای دوفازی قائم رو به پایین	-۳-۸
۲۲۴.....	ارزیابی روش‌های پیش‌بینی کننده افت فشار	-۴-۸
فصل نهم - جریانهای دوفازی پایدار در خطوط لوله انتقال گاز می‌عانی		
۲۲۹.....	- مقدمه	-۱-۹
۲۲۹.....	مدل <i>Mucharam</i> و همکاران	-۲-۹
۲۳۰.....	- معادلات پیوستگی	-۱-۲-۹
۲۳۱.....	- معادلات اندازه حرکت	-۲-۲-۹
فصل دهم - طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی ناپایدار		
۲۳۳.....	- مقدمه	-۱-۱۰
۲۳۴.....	مدل "Taitel - Shoham - Brill"	-۲-۱۰
۲۳۶.....	مدلسازی رژیم جریان لایه‌ای	-۱-۲-۱۰
۲۳۷.....	مدلسازی رژیم جریان حلقوی	-۲-۲-۱۰
۲۳۸.....	مدلسازی رژیم جریان لخته‌ای	-۳-۳-۱۰
۲۳۹.....	مدلسازی رژیم جریان حبابی	-۴-۳-۱۰
۲۴۰.....	مدل <i>Minami - Shoham</i>	-۳-۱۰
۲۴۰.....	مدل <i>Taitel - Barnea</i>	-۴-۱۰
۲۴۳.....	مراجع	
۲۶۰.....	واژه‌نامه فارسی به انگلیسی	
۲۶۶.....	واژه‌نامه انگلیسی به فارسی	

فصل اول

مفاهیم بنیادی و معادلات اساسی

جريانهای دو فازی

۱-۱- مقدمه

یکی از پارامترهای مهم در طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای چند فازی، تعیین تعداد فازهای موجود در سیستم، هنگام فرآیند انتقال و توزیع جریان، می‌باشد. برای این منظور قبل از پرداختن به مفاهیم بنیادی مورد استفاده در طراحی خطوط لوله جریانهای چند فازی، ابتدا رفتار فازی سیالات چند فازی مورد بحث و بررسی قرار می‌گیرد.

برای بررسی و توصیف رفتار فازی سیالات چند فازی، نیاز به درک صحیح و دقیق نمودارهای فازی ترکیبات هیدروکربوری (سیستم‌های چند جزئی) می‌باشد بطوریکه نتایج نادرست حاصل از پیش‌بینی غیرصحیح رفتار فازی سیالات چند فازی، منجر به طراحی غیرقابل قبول سیستم‌های انتقال، جداسازی و سایر عملیات جریانهای چند فازی می‌شود.

۱-۲- نمودار فازی مخلوطهای هیدروکربوری

با توجه به اینکه وضعیت سیستم چند جزئی علاوه بر مشخص شدن متغیرهای دما و فشار به ماهیت اجزایی تشکیل دهنده و غلطت هر یک از اجزای سیستم بستگی دارد، لذا توضیح و

ساختار سیستم

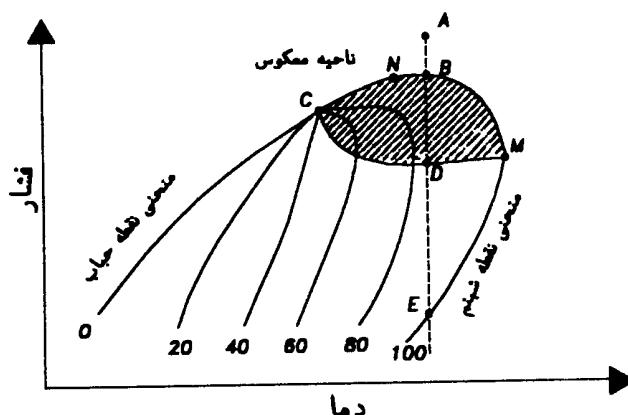
نمایش رفتار فازی سیستم‌های هیدروکربوری چند جزئی، بسیار مشکل تر از سیستم‌های تک جزئی است. رفتار نمونه یک سیستم هیدروکربوری چند جزئی در شکل (۱-۱) نشان داده شده است. با توجه به شکل مذکور، تعاریف زیر را می‌توان در توصیف نمودارهای فازی سیستم‌های هیدروکربوری چند جزئی، ارائه نمود:

- فشار بحرانی میغان^۱: حداقل فشاری است که تحت آن، مایع می‌تواند وجود داشته باشد (نقطه N).

- دمای بحرانی میغان^۲: حداقل دمایی که تحت آن، مایع و بخار در حالت تعادل با یکدیگر می‌توانند وجود داشته باشند (نقطه M).

✓ - ناحیه معکوس^۳: ناحیه‌ای است که برخلاف انتظار معمول، با کاهش فشار، درصد مایع افزایش یافته و درصد بخار کاهش می‌یابد که به آن، ناحیه میغانی معکوس گفته می‌شوند. همچنین با کاهش دما، درصد بخار افزایش یافته و درصد مایع نیز کاهش می‌یابد که به آن، ناحیه تبخیر معکوس گفته می‌شود.

- خطوط کیفیت^۴: خطوط نمایش درصد مایع و بخار که به موازات منحنی‌های شبین و جوش بوده و در نقطه بحرانی به هم می‌رسند، خطوط کیفیت نامیده می‌شوند.



شکل ۱-۱: نمودار فازی نوعی برای یک مخلوط هیدروکربوری چند جزئی (Katz, ۱۹۵۹)

1- Cricondenbar

2- Cricondentherm

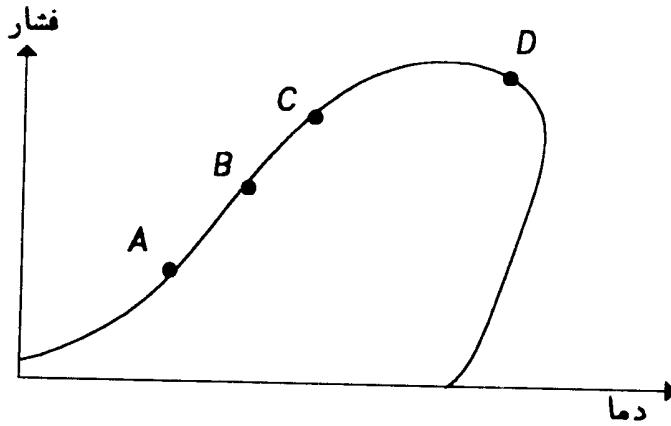
3- Retrograde Region

4- Quality Lines

همانطوریکه از شکل (۱-۱) ملاحظه می‌شود، نقطه A بیانگر سیال تکفازی در خارج حلقه فازی می‌باشد که با کاهش فشار به نقطه B، سیال شروع به مایع شدن می‌کند. با کاهش بیشتر فشار در نتیجه تغییر شبی خطوط کیفیت، مایع بیشتری بوجود می‌آید. با ادامه این فرآیند و خارج شدن از ناحیه معکوس، ایجاد مایع، بتدریج کاهش می‌یابد تا آنجاکه به نقطه شبنم (نقطه E) می‌رسد و پایین‌تر از آن نقطه، دیگر مایعی وجود نخواهد داشت.

معمولاً برای سیستمهای چند جزئی، متغیر دیگری بنام ترکیب سازنده به نمودار فازی اضافه می‌شود بطوریکه محل قرارگرفتن خطوط کیفیت در نمودار فازی، بستگی به ترکیب سازنده خواهد داشت. باید توجه داشت که تعریف نقطه بحرانی یک سیستم تک جزئی بصورت دمایی که بالاتر از آن نمی‌توان سیستم را مایع کرد، برای سیستم چند جزئی قابل تعیین نمی‌باشد. طبق تعریف، نقطه بحرانی یک سیستم چند جزئی، دما و فشاری است که تحت آن، خصوصیات بخار اشباع و مایع اشباع، یکی می‌شوند. در یک سیستم چند جزئی، در نقطه بحرانی، تشخیص دو فاز از یکدیگر غیرممکن است.

موقعیت نقطه بحرانی، روی منحنی تغییرات فشار بر حسب دما، تابع نوع و غلظت مولکولهای سیستم می‌باشد. شکل (۲-۱)، محدوده حرکت نقطه بحرانی بر روی نمودار فازی فشار - دما را برای اغلب سیستم‌های هیدروکربوری نشان می‌دهد. از لحاظ تئوری، نقطه بحرانی می‌تواند بین نقاط A تا D قرار گیرد.



شکل ۱-۲: موقعیتهای احتمالی نقطه بحرانی روی نمودار تغییرات فشار - دما (Ahmed, ۱۹۸۸)

اهمیت تعیین محل صحیح نقطه بحرانی به این دلیل است که موقعیت آن نقطه مشخص کننده شکل خطوط کینیت و نسبت بخار - مایع در فشار و دمای موجود در داخل حلقه فازی می باشد. همانطوریکه در شکل (۲-۱) مشاهده میشود اگر نقطه بحرانی در سمت راست نقطه M واقع شود در آن صورت، دو ناحیه معکوس متمايز از یکدیگر وجود خواهد داشت. در عمل، تعیین دقیق نقطه بحرانی بسیار مشکل است. لیکن با استفاده از روش‌های جدید پیش‌بینی خواص ترمودینامیکی، می‌توان موقعیت واقعی نقطه بحرانی یک سیستم هیدروکربوری چند جزئی را با تقریب مناسب تعیین نمود.

۱-۳-۱- متغیرهای مورد استفاده در جریانهای دوفازی

برای انجام محاسبات دقیق طراحی و بهینه‌سازی شرایط کارکرد خطوط انتقال جریانهای دوفازی، بیان صحیح مفاهیم و معادلات اساسی جریان‌های دوفازی، بسیار ضروری است. در این فصل به توضیح دقیق هر یک از موارد مذکور پرداخته می‌شود.

۱-۳-۱- لغزش^۱

معمولًا هنگامیکه مخلوط نفت و گاز درون یک خط لوله جریان می‌یابند، فاز گاز به علت جرم و وزه و گرانروی پایین‌تر نسبت به فاز مایع، با سرعت بیشتری حرکت خواهد نمود. لغزش در اصطلاح جریان دو فازی به عقب ماندگی و یا کندی سرعت حرکت فاز مایع نسبت به فاز گاز اطلاق می‌شود. مفهوم جریان دوفازی بدون لغزش هنگامی بکار می‌رود که در تمام نقاط سطح مقطع لوله، فازهای مایع و گاز با سرعت یکسان حرکت کرده و هیچ کندی و عقب ماندگی بین فازها، وجود نداشته باشد.

تحقیقات انجام شده توسط Orikiszewski (۱۹۶۶) نشان داد که عوامل زیر تا حد زیادی در ایجاد لغزش بین فازهای موجود درون خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی، موثر می‌باشند:

الف- مقاومت حاصل از اصطکاک در مقابل جریان یافتن و یا افت انرژی برگشت ناپذیر در

1- *Slippage*

جهت جریان برای فاز گاز نسبت به فاز مایع بمراتب کمتر بوده و این امر باعث می‌شود که در جریان دوفازی، فاز گاز انتقال پذیری بیشتری نسبت به فاز مایع، حتی در غیاب اثرات نیروهای شناوری قوی داشته باشد.

ب- اختلاف زیاد بین تراکم پذیری فازهای گاز و مایع باعث می‌شود که فاز گاز، منبسط شده و در سرعتهای بالاتری حرکت نموده و بر روی فاز مایع بلغزد. این حالت زمانی اتفاق می‌افتد که فشار سیال در جهت جریان، کاهش یابد.

ج- لغزش بین فازهای مایع و گاز بوسیله اختلاف در نیروهای شناوری عمل کننده روی آن فازها، ترویج داده می‌شود بطوریکه در یک مایع واسطه ساکن، فاز سبکتر تمايل به بالا آمدن با سرعتی متناسب با اختلاف جرمها و وزنه دوفاز دارد.

باید توجه داشت که بنیان اغلب تئوریها و روابط موجود در جریانهای دوفازی بر مبنای در نظر گرفتن پدیده لغزش بین فازها بوده ولیکن بعضی از این روابط نیز بر مبنای در نظر گرفتن فرضیه عدم وجود لغزش بین فازها (مدل جریان همگن) توسعه یافته‌اند.

۱-۳-۲- اثر لغزش در ترکیب درصد جریان دوفازی

تحقیقات انجام شده توسط Gould (۱۹۷۵)، نشان داد که ترکیب درصد و مقدار جریان دوفازی ورودی به خط لوله با مقدار جریان در هر نقطه دیگر از همان خط لوله، در اثر لغزش بین فازها، تفاوت دارد. وی همچنین نتیجه گرفت که ترکیب مایع موجود به علت لغزش، با ترکیب مایع بدون لغزش برابر می‌باشد. بطوریکه تحت شرایط تعادل بین فازها، موازنۀ مولی برای هر جزء در هر نقطه از خط لوله، بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$Z_i F = x_i L_n + x_i L_s + y_i V \quad (1-1)$$

شایان ذکر است که مقدار خوراک در داخل خط لوله، بدلیل وجود مایع حاصل از لغزش، بیشتر از مقدار خوراک ورودی به خط لوله می‌باشد.

همچنین Gould (۱۹۷۵) اظهار داشت، چنانچه از مقدار مایع موجود ناشی از لغزش (L_s)

صرفنظر شود، ترکیب هر یک از فازها تغییر خواهد کرد و در هر حال، تعداد کل مولها به F' با ترکیب Z_i تغییر خواهد نمود بنابراین با استفاده از موازنۀ مولی جزئی می‌توان نوشت:

$$Z'_i F' = Z_i F - x_i L_s \quad (2-1)$$

در این حالت، موازنۀ مولی کلی بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$F' + L_s = F \quad (3-1)$$

باید توجه داشت که Z_i ، ترکیب مخلوط در جریان ورودی به خط لوله بوده و در حالت جریان پایدار و یکنواخت، F' و Z_i ثابت می‌باشند. بنابراین با استفاده از تلفیق معادلات (۲-۱) و (۳-۱)، ترکیب خوراک مخلوط دوفازی در هر نقطه از خط لوله (با منظور نمودن پدیده لغزش بین فازها) را می‌توان بصورت زیر بیان نمود:

$$Z_i = \frac{Z'_i F' + x_i L_s}{F' + L_s} \quad (4-1)$$

لازم به ذکر است که ترکیب هر یک از فازهای مایع و بخار (x_i, y_i) با استفاده از محاسبات تبخیر ناگهانی^۱ مخلوط در جریان ورودی به خط لوله (F') محاسبه می‌شود. همچنین به علت وجود لغزش بین فازها، ترکیب خوراک مطابق رابطه (۴-۱) از هر نقطه به نقطه دیگر در خطوط لوله تغییر خواهد نمود زیرا در هر نقطه از خطوط لوله به علت شب لوله، مقدار L_s (مایع حاصل از لغزش) تغییر نموده و بنابراین مطابق معادله (۴-۱)، Z_i نیز تغییر خواهد نمود.

۱-۳-۳- پس ماند^۲

بعضی کمیت‌ها در جریان دو فازی، می‌توانند در اثر اختلاف سرعت بین دو فاز، پس ماند یا عقب ماندگی داشته باشند که در حالت کلی، تابعی نقطه‌ای می‌باشند. به عنوان مثال، پس ماند مایع بصورت نسبت حجم قسمتی از لوله که توسط مایع اشغال شده است به حجم همان قسمت از لوله (شامل حجم مایع و گاز) تعریف می‌شود بعبارت دیگر:

$$H_l = \frac{\text{حجم قسمتی از لوله که توسط مایع اشغال شده است}}{\text{حجم کل همان قسمت از لوله}} \quad (5-1)$$

1- Flash Calculation

2- Holdup

مقدار پس ماند مایع، عددی بین صفر (هنگامیکه تمام سطح مقطع خط لوله را گاز اشغال کرده باشد) و یک (هنگامی که تمام سطح مقطع خط لوله را مایع اشغال نماید)، می باشد. یکی از روشهای سریع تعیین پس ماند مایع، عایق کردن خط لوله توسط دو شیر سریع بسته شونده و سپس اندازه گیری مایع موجود در داخل لوله می باشد.

به علت این که خواص موضعی و سرعت سیالات چند فازی بطور کلی متفاوت می باشند، این گونه سیالات نمی توانند یکنواخت (همگن) فرض شوند. بنابراین پارامترهای مورد نیاز سیالات چند فازی معمولاً با انتخاب یک کسر از مساحت کل سطح مقطع لوله برای هر فاز، بررسی می شوند.
بطوریکه:

$$A_t = A_l + A_g \quad H_L = \frac{c_l \lambda_L^b}{F_r^c} \xrightarrow{\frac{V_{SL}}{V_{LR}}} \frac{V_{SL}}{Dg} \quad (6-1)$$

$$E_l = \frac{A_l}{A_t} \quad \downarrow \quad (7-1)$$

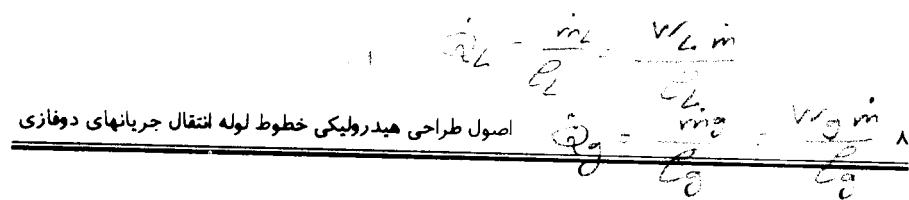
$$E_g = \frac{A_g}{A_t} \quad \sqrt{\frac{V_m^2}{Dg}} \quad (8-1)$$

در روابط فوق، A_t مساحت کل سطح مقطع لوله، A_l و A_g بترتیب مساحت سطح مقطع اشغال شده توسط فاز مایع و گاز، E_l و E_g نیز بترتیب کسر مساحت های سطح مقطع اشغال شده خط لوله توسط فازهای مایع و گاز می باشند. بنابراین برای یک طول معین ΔL از خط لوله جریان، با استفاده از روابط فوق، می توان نوشت:

$$H_l = \frac{\int_0^L A_l E_l dL}{A_t \Delta L} = \frac{\vec{V}_{SL}}{\vec{V}_L} \quad (9-1)$$

همچنین پس ماند فاز گاز نیز بصورت زیر بیان می شود:

$$H_g = \frac{\int_0^L A_g E_g dL}{A_t \Delta L} = 1 - H_l = \frac{\vec{V}_{SL}}{\vec{V}_L} \quad (10-1)$$



از طرف دیگر، مقدار کل حجم مایعات تجمع یافته درون خط لوله از رابطه زیر قابل محاسبه

$$A_t \times \int^L H_i dL \approx A_t \sum_{i=1}^n (H_i \Delta L)_i \quad (11-1)$$

می باشد:

در رابطه فوق، n ، تعداد قسمتها و L طول کل خط لوله می باشد. بدینهی است که با افزایش لغزش بین فازها، مقدار پس ماند مایع و در نتیجه مقدار حجم کل مایع تجمع یافته درون خط لوله جریان، افزایش خواهد یافت.

در صورتیکه لغزشی بین فازها وجود نداشته باشد، مقادیر پس ماند هر یک از فازهای مایع و گاز

$$\lambda_l = \frac{Q_l}{Q_l + Q_g} = \frac{\sqrt{V_m}}{\sqrt{V_m} + \frac{W_g}{W_l + W_g}} \quad (12-1)$$

برتریب بصورت زیر تعریف می شوند:

$$\lambda_g = \frac{Q_g}{Q_l + Q_g} = \frac{\sqrt{V_m}}{\sqrt{V_m} + \frac{W_l}{W_l + W_g}} \quad (13-1)$$

که در آن روابط:

$$\dot{Q}_l = \dot{Q}_o + \dot{Q}_w \quad \lambda_l = H_L \leftarrow N_o$$

در روابط مذکور، λ_l و λ_g برتریب نرخهای حجمی فاز مایع و گاز، Q_o و Q_w برتریب نرخهای حجمی نفت و آب و λ_l و λ_g نیز برتریب مقادیر پس ماند مایع و گاز در شرایط عدم لغزش بین فازها می باشند. لازم به ذکر است که اختلاف بین مقادیر پس ماند مایع در صورت وجود لغزش و پس ماند مایع بدون وجود لغزش بین فازها، درجه لغزش¹ نامیده می شود.

۱-۳-۴- اثر لغزش بروی آنتالپی جریان دو fazی (مخلوط گاز - مایع)

آنتالپی کل یک مخلوط جریان دو fazی که شامل دو faz مایع و گاز می باشد، در یک فشار و دمای معین، را می توان با استفاده از کسر مولی (و یا کسر جرمی) و آنتالپی ویژه هر یک از فازها محاسبه نمود. اگر کسر جرمی بدون لغزش faz گاز (کیفیت) مشخص باشد، آنتالپی کل مخلوط در حالت بدون لغزش، بصورت زیر محاسبه می شود:

1- Degree of slippage

$$h_m = h_l(1-x) + h_gx \quad (14-1)$$

که در آن رابطه:

$$h_l = h_of_o + h_wf_w \quad (15-1)$$

و همچنین:

$$f_o = \frac{\dot{Q}_o}{\dot{Q}_o + \dot{Q}_w} \quad (1-15-1)$$

$$f_w = \frac{\dot{Q}_w}{\dot{Q}_o + \dot{Q}_w} = 1 - f_o \quad (2-15-1)$$

در روابط فوق، h_g ، h_l و h_m بترتیب آنتالپی ویژه (برحسب واحد جرم) فاز مایع، فاز گاز و مخلوط دو فاز گاز و مایع بوده و f_o و f_w کنیز بترتیب کسر نسبت حجمی نفت و آب می‌باشند.

در سال ۱۹۷۵ Gould نشان داد که لغزش بین دو فاز گاز و مایع، برروی آنتالپی مخلوط دو فاز و مقدار کیفیت (x)، تأثیر می‌گذارد بطوریکه تاثیر لغزش بین فازها، بصورت انباشتگی فاز مایع و متناظر با آن، کاهش در مقدار کیفیت می‌باشد. همچنین میزان مایع تجمع یافته می‌تواند با مقدار کیفیت در هر نقطه از خط لوله در حالت لغزش (x')، مطابق رابطه زیر محاسبه شود:

$$H_l = \frac{(1-x')/\rho_l}{(1-x')/\rho_l + x'/\rho_g} \quad (16-1)$$

بطوریکه با بازنویسی معادله (۱۶-۱) برحسب x' ، می‌توان نوشت:

$$x' = \frac{H_g/\rho_l}{H_l/\rho_g + H_g/\rho_l} \quad (17-1)$$

همچنین مقدار جرم ویژه فاز مایع (ρ_l) از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\rho_l = \rho_of_o + \rho_wf_w \quad (1-17-1)$$

در رابطه فوق، ρ_o و ρ_w بترتیب جرم ویژه نفت و آب می‌باشند.

در اینحالت، آنتالپی کل مخلوط دو فاز از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$h_m = h_gx' + h_l(1-x') \quad (18-1)$$

رابطه فوق، تأثیر مایع اضافی موجود بر روی آنتالپی کل مخلوط جریان دو فازی گاز- مایع را توجیه می نماید.

۵-۳-۱ سرعت

معمولًا در جریانهای دو فازی استفاده از تعاریف متعددی برای سرعت جریان متداول است. انواع مختلف سرعت‌ها بشرح زیر هستند:

الف - سرعت ظاهری^۱ گاز و مایع

بسیاری از روابط تجربی موجود در جریان دو فازی بر مبنای استفاده از یک متغیر بنام سرعت ظاهری، استوار می باشند. طبق تعریف، سرعت ظاهری هر فاز عبارتست از نسبت میزان جریان حجمی آن فاز، هنگامیکه بطور مستقل تمام فضای لوله را اشغال کرده باشد، به سطح مقطع کل همان لوله. بعبارت دیگر:

$$V_{sg} = \frac{\dot{Q}_g}{A_t} \quad \checkmark \quad (۱۹-۱)$$

$$V_{sl} = \frac{\dot{Q}_l}{A_t} \quad \checkmark \quad (۲۰-۱)$$

بطوریکه، V_{sg} و V_{sl} بترتیب سرعت‌های ظاهری فازهای مایع و گاز می باشند.

ب - سرعت واقعی

طبق تعریف، سرعت واقعی (نقطه‌ای) هر فاز عبارتست از سرعت هر فاز با در نظر گرفتن وجود فاز دیگر در همان خط لوله، بعبارت دیگر سرعت واقعی هر فاز در هر نقطه، تابعی از مقدار پس ماند آن فاز می باشد بطوریکه می توان نوشت:

$$V_g = \frac{\dot{Q}_g}{A_t H_g} \quad (۲۱-۱)$$

$$V_l = \frac{\dot{Q}_l}{A_t H_l} \quad (۲۲-۱)$$

۱- Superficial

ج- سرعت جریان دو فازی

با در نظر گرفتن تعریف سرعت ظاهری فازها، سرعت جریان مخلوط دو فازی (V_m) عبارتست از مجموع سرعتهای ظاهری هر یک از فازها. عبارت دیگر سرعت جریان دو فازی را می‌توان از رابطه زیر بدست آورد:

$$\checkmark V_m = \frac{\dot{Q}_l + \dot{Q}_g}{A_l} = V_{sl} + V_{sg} \quad (23-1)$$

د- سرعت لغزش

طبق تعریف، سرعت لغزش بین فازها (V_s) عبارتست از اختلاف سرعتهای واقعی دو فاز گاز و مایع که از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$\checkmark V_s = V_g - V_l = \frac{V_{sg}}{H_g} - \frac{V_{sl}}{H_l} \quad (24-1)$$

لازم بذکر است که نسبت سرعت واقعی فاز گاز به سرعت واقعی فاز مایع، نسبت لغزش^۱ نامیده می‌شود. در صورتیکه لغزشی بین فازها وجود نداشته باشد، نسبت لغزش برابر واحد بوده و جریان درون لوله، جریان همگن^۲ نامیده می‌شود.

۱-۳-۶- جرم ویژه

برای محاسبه جرم ویژه جریان دو فازی، نیاز به تعیین مقدار پس ماند فازهای مایع و گاز می‌باشد. معمول سه رابطه زیر برای تعیین جرم ویژه جریان دو فازی، می‌تواند مورد استفاده قرار گیرند:

$$\checkmark \checkmark \rho_v = \rho_l H_l + \rho_g H_g = \rho_l \left(\frac{V_{sl}}{V_l} \right) + \rho_g \left(\frac{V_{sg}}{V_g} \right) \quad (25-1)$$

$$\checkmark \checkmark \checkmark \rho_n = \rho_l \lambda_l + \rho_g \lambda_g = \rho_l \left(\frac{V_{sl}}{V_m} \right) + \rho_g \left(\frac{V_{sg}}{V_m} \right) \quad (26-1)$$

$$\checkmark \rho_k = \rho_l \left(\frac{\lambda_l}{H_l} \right) + \rho_g \left(\frac{\lambda_g}{H_g} \right) = \rho_l \left(\frac{V_l \cdot V_{sl}}{V_m} \right) + \rho_g \left(\frac{V_g \cdot V_{sg}}{V_m} \right) \quad (27-1)$$

λ - Slip Ratio

2- Homogeneous Flow

برخی محققین از رابطه (۲۵-۱) برای تعیین جرم ویژه جریان دوفازی در صورت وجود لغزش بین فازها استفاده می‌کنند. برخی دیگر از رابط (۲۶-۱) در شرایطی که لغزشی بین فاز وجود نداشته باشد، استفاده می‌کنند. تعدادی دیگر نیز از رابطه (۲۷-۱) برای محاسبه عدد بدون بعد ازین ولذت [تعیین] افت فشار ناشی از اصطکاک، استفاده می‌کنند. ذکر این نکته ضروری است که استفاده از این روابط برای رژیمهای جریانی که یکی از فازهای جریان، پیوسته و فاز دیگر بصورت پراکنده در آن فاز می‌باشد، تا حدودی منطقی است. اما کاربرد آنها برای سایر رژیمهای جریان دوفازی، نتایج غیر قابل قبولی ارائه خواهد نمود.

۱-۳-۷- گرانروی

برای محاسبه گرانروی جریان دوفازی، معمولاً روابط زیر مورد استفاده قرار می‌گیرند:

$$\mu_n = \mu_l \lambda_l + \mu_g \lambda_g \quad \checkmark \quad (28-1)$$

$$\mu_s = \mu_l^{H_l} \cdot \mu_g^{H_g} \quad (29-1)$$

در روابط فوق، گرانروی فاز مایع از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\mu_l = \mu_o f_o + \mu_w f_w \quad (30-1)$$

توضیحات بیشتر در ارتباط با نحوه تعیین خواص سیالات جریان دوفازی در فصل بعدی ارائه خواهد شد.

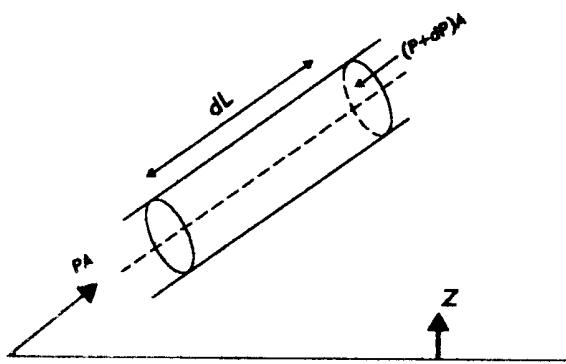
۱-۴- معادلات اساسی جریان دوفازی

تجزیه و تحلیل اغلب مسائل جریان دوفازی، احتیاج به حل همزمان هر یک از معادلات اساسی پیوستگی جرم، اندازه حرکت و انرژی دارد. لذا تعیین و بررسی هر یک از معادلات برای انجام محاسبات طراحی خطوط لوله جریان دوفازی، ضروری بنظر می‌رسد.

۱-۴-۱- معادله پیوستگی

قانون بقای جرم برای یک قسمت از سیال که درون حجم کنترل ثابت مشخص شده در شکل (۳-۱) قرار داد، بصورت زیر بیان می‌شود:

$$\frac{d}{dt} \int \int \int_{\text{حجم کنترل}} \rho dQ + \int \int_{\text{سطح کنترل}} \rho \vec{V} \cdot \vec{n} dA = 0. \quad (30-1)$$



شکل ۳-۱: نمودار تغییرات جریان برای یک حجم کنترل شامل یک ورودی و یک خروجی ("Beggs-Brill" و ۱۹۷۳)

بنابراین اگر معادله (۳۰-۱) در شرایط پایدار بین دو سطح مقطع A_1 و A_2 از محل عبور جریان نوشته شود، در این صورت رابطه زیر برقرار است:

$$\int \int_{A_1} \rho_1 V_1 dA = \int \int_{A_2} \rho_2 V_2 dA \quad (31-1)$$

در رابطه فوق، ρ_1 و ρ_2 جرم ویژه سیال و V_1 و V_2 بترتیب سرعت سیال در سطح مقطع A_1 و A_2 از لوله جریان می‌باشند.

همچنین اگر معادله (۳۱-۱) برای یک جریان سیال دو فازی نوشته شود، در این صورت رابطه زیر برقرار است:

$$\begin{aligned}\dot{m}_m &= (\dot{m}_l + \dot{m}_g)_{A_1} = (\dot{m}_l + \dot{m}_g)_{A_2} = \iint_{A_1} (\rho_l V_l + \rho_g V_g) dA \\ &= \iint_{A_2} (\rho_l V_l + \rho_g V_g) dA\end{aligned}\quad (۳۲-۱)$$

در رابطه فوق، A کل سطح مقطع جریان و \dot{m}_m ، دبی جرمی جریان دوفازی می‌باشد.

باشد تو به داشت که در حالت تکی، میزان جرم هر یک از فازها در ورودی و خروجی از حجم کنترل به علت این آن ممکن است بین فازها پدیده انتقال جرم صورت گیرد، با هم برابر ^[نمودار ۳-۱] همچنین معادله پیوستگی برای هر جزء درون یک مخلوط چند جزئی (سیالات چند فازی)، با فرض این میکج و اکتش شیمیایی درون جرم کنترل انجام نشود، بصورت زیر بیان می‌شود:

$$\frac{(\dot{m}_{il} + \dot{m}_{ig})}{\text{ورودی به}} = \frac{(\dot{m}_{il} + \dot{m}_{ig})}{\text{خروجی از}} \quad (۳۳-۱)$$

حجم کنترل

با توجه معادله (۱-۸) و (۱-۷) با معادله (۳۲-۱) و با فرض این که جرم ویژه هر فاز در سطح مقطع اشغال شده توسط آن فاز ثابت باشد، می‌توان نوشت:

$$\dot{m}_m = \left[\left(\rho_l \bar{V}_l E_l + \rho_g \bar{V}_g E_g \right) A \right] = \left[\left(\rho_l \bar{V}_l E_l + \rho_g \bar{V}_g E_g \right) A_1 \right] \quad (۳۴-۱)$$

A_1 سطح مقطع

بطور پنهان A_1 و A_2 بترتیب سرعت میانگین فازهای مایع و گاز در سطح مقطع A_1 و A_2 از حجم کنترل شخص شده در شکل (۳-۱) می‌باشند.

۱-۲-۲- معادله اندازه حرکت

اگر مقدار کلی زیرهای در شرایط جریان پایدار برای یک قسمت از سیال، نشان داده شده در شکل

✓ - کاچش ایست و نتار در جریان طی دوفازی به دست افزودن بیضی از بلورها (برون، آلام) نتیجه می شود (هایل، روسی، ایام) (۳۴-۱)

(۳-۱)، نوشته شود در این صورت رابطه زیر برقرار است:

$$PA - (P + dP)A - \tau_w \pi D \cdot dL - [(\rho \cdot g/g_c) \sin\theta] A \cdot dL = (\rho/g_c) V \cdot A [(V + dV) - V] \quad (35-1)$$

$$\frac{-dP}{dL} = (\rho \cdot g/g_c) \sin\theta + \left(\frac{\rho V}{g_c} \right) \frac{dV}{dL} + \frac{\tau_w}{D} \quad (36-1)$$

اگر معادله فوق برای یک سیال دو فازی (مخلوط مایع و گاز) نوشته شود، در این صورت:

$$\frac{-dP}{dL} = \rho_m (g/g_c) \sin\theta + \left[d(\rho_l V_{sl} V_l/g_c) / dL + d(\rho_g V_{sg} V_g/g_c) / dL \right] + \frac{\tau_w}{D} \quad (37-1)$$

$$\rho_m = \rho_s = \rho_l H_l + \rho_g H_g \quad (38-1)$$

لازم به یادآوری است که طبق تعریف، ضریب اصطکاک عبارت است از نسبت تنش برشی دیواره لوله (τ_w) به انرژی جنبشی بر واحد حجم ($\frac{\rho V^2}{2g_c}$) که عددی بدون بعد می باشد. عبارت دیگر:

$$\checkmark f = \frac{\tau_w}{(\rho V^2 / 2g_c)} \quad \text{ضریب اصطکاک} \quad (39-1)$$

معمولًا محاسبه ضریب اصطکاک جریان دو فازی مشکلتر از محاسبه ضریب اصطکاک جریان تک فازی می باشد. همانطوری که از معادله (۳۹-۱) ملاحظه می شود، مقدار ضریب اصطکاک جریان دوفازی بستگی به نحوه تعریف سرعت سیال و جرم ویژه مورد استفاده در آن رابطه دارد. متداولترین روش برای محاسبه ضریب اصطکاک استفاده از تعریف سرعت و جرم ویژه مخلوط جریان دو فازی می باشد.

اصول طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

لذا با تلفیق معادلات (۳۷-۱) الی (۳۹-۱) می‌توان نوشت:

$$\frac{-dP}{dL} = (\rho_l H_l + \rho_g H_g) (g/g_c) \sin\theta + \left[d(\rho_l V_{sl} V_l/g_c) / dL \right]$$

$$+ d(\rho_g V_{sg} V_g/g_c) / dL \left] + \frac{\gamma \rho V^2}{2g_c D} \right] \quad (۳۷-۱)$$

همانطوری که از معادله فرق مشاهده می‌شود، تغییر فشار کل جریان در طول یک خط لوله سیال، برابر مجموع تغییر فشارهای ناشی از تغییرات ارتفاع، شتاب سیال و اصطکاک ناشی از نیروهای تنشی به دیواره لوله جریان می‌باشد. عبارت دیگر:

$$\frac{-dP}{dL} = \left(\frac{dP}{dL} \right)_{ele} + \left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} + \left(\frac{dP}{dL} \right)_f \quad (۴۱-۱)$$

بطورینه هر یک از جملات مذکور، مطابق معادلات (۴۲-۱) الی (۴۴-۱) محاسبه می‌شوند:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{ele} = \rho_m (g/g_c) \sin\theta \quad (۴۲-۱)$$

این عبارت به علت تغییرات ارتفاع خط لوله انتقال جریان حاصل شده و اغلب سرباره هی رواستاتیک،^۱ نامیده می‌شود که در مورد چاههای نفتی، معمولاً حدود ۸۰-۹۵٪ از افت فشار کل جریان را تشکیل می‌دهد. مقدار این عبارت برای خطوط لوله تقریباً افقی، ناچیز می‌باشد اما اغلب در مناطق شبیدار از لحاظ مقدار با افت فشار ناشی از اصطکاک، قابل مقایسه است.

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} = \left(\frac{\rho V}{g_c} \right) \frac{dV}{dL} \quad (۴۳-۱)$$

این عبارت به علت تغییر در سرعت جریان سیال بوجود آمده و اغلب جمله انرژی جنبشی و یا عبارت شتاب نامیده می‌شود. این جمله اغلب ناچیز فرض می‌شود اما چنانچه جریان سیال تراکم پذیر بوده و در فشارهای نسبتاً کم وجود داشته باشد، مقدار آن می‌تواند با اهمیت فرض شود.

1- *Hydrostatic's Head*

$$\left[\frac{dP}{dL} \right]_f = (4f\rho V^2)/2g_c D \quad (44-1)$$

این عبارت به علت اصطکاک و یا تنش برشی سیال روی دیواره لوله بوجود می‌آید. باید توجه داشت که افت فشار ناشی از اصطکاک، تقریباً قسمت اعظم افت فشار کل جریان سیال را در خطوط لوله افقی (یا نزدیک به حالت افقی) و در چاههای نفتی، حدود ۵-۲۰٪ از افت فشار کل جریان سیال را به خود اختصاص می‌دهد. این عبارت برای جریانهای دو فازی بوسیله روش‌های تجربی (مشابه سازی با جریان تک فازی) محاسبه می‌شود. بسیاری از محققین، روش‌های متفاوتی را برای پیش‌بینی این عبارت ارائه نموده‌اند بطوریکه تنها تفاوت این روشها، مربوط به نحوه تعیین ضریب اصطکاک جریان دو فازی می‌باشد.

۳-۴-۱- معادله انرژی

مبناً تئوری تجزیه و تحلیل اکثر معادلات جریان دو فازی، معادله عمومی انرژی می‌باشد. بطوریکه روابط و روش‌های متفاوتی برای تعیین افت فشار و مقدار مایع تجمع یافته در جریان دوفازی ارائه شده است که اصول همگی آنها بر پایه استفاده از معادله عمومی انرژی، استوار می‌باشد. معادله عمومی انرژی در شرایط پایدار برای یک قطعه از سیال، (شکل ۳-۱) با فرض این که هیچ کاری توسط سیال و یا روی آن انجام نگیرد، بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$\frac{dP}{\rho} + \frac{VdV}{g_c} + (g/g_c) dZ + dW_{loss} = 0 \quad (45-1)$$

در رابطه مذکور، dW_{loss} تلفات انرژی مکانیکی ناشی از برگشت ناپذیری فرآیند (بعثت اصطکاک) جریان سیال با دیواره‌های لوله می‌باشد.

اگر معادله (۴۵-۱) بر حسب تغییرات فشار سیال به ازای طول dL از خط لوله جریان نوشته شود، در این صورت با توجه به این که $dZ = dL \cdot \sin\theta$ می‌باشد، می‌توان نوشت:

$$\frac{dP}{dL} = \rho(g/g_c) \sin\theta + (\frac{\rho V}{g_c}) \frac{dV}{dL} + \rho \frac{dW_{loss}}{dL} \quad (46-1)$$

معادله فوق برای جریان سیال دو فازی، با شرط ثابت بودن سرعتهای جریان حجمی و جرمی برای هر یک از فازهای جریان، بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$\frac{-dP}{dL} = \left[\frac{\dot{m}_m}{Q_m} \right] (g/g_c) \sin\theta + \frac{1}{Q_m g_c} \left[d \left(\dot{m}_l V_l^2/2 \right) /dL + d \left(\dot{m}_g V_g^2/2 \right) /dL \right] + \frac{\dot{m}_m}{Q_m} \frac{dW_{loss}}{dL} \quad (47-3)$$

بطوری \dot{Q}_m و \dot{m}_m بترتیب نرخ‌های جرمی و حجمی جریان دو فازی می‌باشند.

$$\frac{\dot{m}_m}{Q_m} = \frac{\rho_l \dot{Q}_l + \rho_g \dot{Q}_g}{\dot{Q}_l + \dot{Q}_g} = \rho_l \lambda_l + \rho_g \lambda_g = \rho_n \quad (48-1)$$

بنابراین مقدار افت فشار ناشی از اصطکاک جریان دوفازی بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_f = \left(\frac{\dot{m}_m}{Q_m} \right) \left(\frac{dW_{loss}}{dL} \right) \quad (49-1)$$

به عبارت دیگر، مقدار تلفات انرژی سیال با مقدار تغییرات فشار ناشی از اصطکاک سیال، برابر می‌باشد. باید توجه داشت که عبارت تغییرات فشار ناشی از تغییرات ارتفاع خط لوله انتقال سیال که از معادله عمومی انرژی بدست آمده است، با عبارت هیدرواستاتیکی یک سیستم انتقال جریان دو فازی برابر نمی‌باشد. بنابراین استفاده از معادله عمومی انرژی جهت محاسبه افت فشار سیال درون چاههای نفتی، که قسمت عمده افت فشار کل جریان ناشی از تغییرات ارتفاع سیال می‌باشد، از دقت کافی برخوردار نمی‌باشد برای این منظور، استفاده از روابط و روش‌های تجربی موجود (ارائه شده در فصول بعدی) توصیه می‌شود.

۴-۴-۱- پیچیدگی کاربرد معادلات اساسی در جریانهای دو فازی

روابط و معادلات موجود در جریانهای دو فازی در مقایسه با جریانهای تک فازی، به علت

اصطکاک مداوم موجود بین دو فاز، تغییرات مداوم رژیم جریان و انتقال جرم بین دو فاز گاز و مایع، از پیچیدگی زیادی برخوردار می‌باشند. به عبارت دیگر بدلیل وجود عوامل زیر، استفاده از معادلات اساسی در جریانهای دو فازی با مشکلات عمدہ‌ای همراه می‌باشند:

✓ ۱- جریانهای دوفازی ممکن است برخلاف جریانهای تک فازی، صرفاً بصورت جریان آرام، متلاطم و یا ترکیبی از هر دو جریان توصیف نشوند لیکن باید الگوی جریان در آنها در نظر گرفته شود. با در نظر گرفتن این نکته که تعیین مرزهای آزاد بین فازها، در حین عملیات، بسادگی قابل پیش‌بینی نمی‌باشد لذا استفاده از معادلات اساسی در این حالت از پیچیدگی نسبتاً بالایی برخودار خواهد بود.

۲- در حالت کلی، ممکن است فازها از نظر دما و یا غلظت اجزاء در حال تعادل نباشند لذا در این حالت بایستی روابط مورد نیاز انتقال جرم و حرارت در معادلات اساسی جریانهای دو فازی در نظر گرفته شوند. شایان ذکر است هنگامی که سطح بزرگی از فصل مشترک بین دو فاز وجود داشته باشد در این حالت، به علت اختلاط خوب و وجود آشفتگی مناسب بین دو فاز، ترکهای انتقال جرم و حرارت بین دو فاز معمولاً زیاد بوده و در نتیجه، می‌توان فرض کرد که فازها سریعاً به حالت تعادل رسیده و تا زمانی که از درون خط لوله عبور می‌کنند، در این حالت، باقی می‌مانند. در این مورد باید توجه داشت که انرژی ناشی از پیدایش سطح نیز بایستی در معادله کلی انرژی در نظر گرفته شود.

فصل دوم

خواص سیالات دوفازی

۱-۲- مقدمه

به منظور محاسبه پارامترهای لازم در طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی، نظریه تعیین مقادیر افت فشار و مایعات تجمع یافته درون خط لوله، احتیاج به تعیین صحیح و دقیق خواص هر یک از فازهای جریان می‌باشد. بطوریکه صحت و اعتبار شبیه‌سازی رفتار خطوط لوله مذکور، وابسته به صحت انجام محاسبات تعیین خواص هر یک از سیالات می‌باشد برای تعیین خواص سیال، معمولاً از دو مدل زیر استفاده می‌شود (Campbell ۱۹۹۲ و):

الف- مدل سیال غیر ترکیبی^۱

ب- مدل سیال ترکیبی^۲

۲-۲- مدل سیال غیر ترکیبی

در مدلسازی غیر ترکیبی، خواص توده سیال با استفاده از چگالی‌های مایع و گاز، نسبت گاز به نفت، نسبت آب به نفت و ... قابل محاسبه می‌باشد. در این مدل از روابط تجربی مورد نیاز جهت تعیین خواص فیزیکی سیال دو فازی استفاده می‌شود. معمولاً این روابط تجربی بصورت جداول و نمودارها ارائه می‌شوند. بنابراین با استفاده از این روابط، خواص مورد نیاز سیال را

می‌توان پیش‌بینی نموده و اصلاحات لازم را با انجام یک سری آزمایش‌های دقیق در یک فرآیند نمونه‌گیری مناسب^۱، بعمل آورد. لازم بذکر است که در صنعت نفت، به مدل سیال غیر ترکیبی، معمولاً اصطلاح مدل نفت سیاه^۲ اطلاق می‌شود. در برقرار بودن این مدل برای تعیین خواص سیالات دوفازی، از فرضیات زیر استفاده می‌شود (Campbell, ۱۹۹۲):

- ۱- مایع در شرایط مخزن، در فشار و دمای شبیه‌سازی شده، بصورت مایع باقی بماند.
- ۲- گاز می‌تواند بصورت آزاد و یا محلول در فاز مایع وجود داشته باشد.
- ۳- نفت خام دارای درجه API کمتر از ۴۵ درجه بوده و همچنین نسبت حلایلت گاز به نفت، کمتر از ۵۰۰۰ فوت مکعب گاز (در شرایط استاندارد) به ازای یک بشکه از مایع باشد.

در این بخش تنها به معرفی و توضیح روابط تجربی مهم مورد استفاده در مدل‌سازی غیر ترکیبی، جهت تعیین خواص سیالات، پرداخته می‌شود.

۱-۲-۲- ضریب حجمی سازند گاز^۳

طبق تعریف نسبت حجم حقیقی اشغال شده توسط مقدار معینی گاز در یک فشار و دمای مشخص، به حجم حقیقی اشغال شده توسط همان مقدار گاز در شرایط استاندارد (۷۰°F, ۱۴.۷ Psia) بعنوان ضریب حجمی سازند گاز تعریف می‌شود. به عبارت دیگر:

$$B_g = \frac{V}{V_{sc}} \quad (1-2)$$

بطوریکه با استفاده از معادله حالت گاز حقیقی در رابطه بالا، می‌توان نوشت:

$$B_g = \left(\frac{P_{sc}}{T_{sc}} \right) \left(\frac{ZT}{P} \right) \quad (2-2)$$

یا

$$B_g = 0.02827 \left(\frac{ZT}{P} \right), \text{ ft}^3/\text{scf} \quad (3-2)$$

همچنین ضریب حجمی سازند گاز می‌تواند بر حسب واحد bbl/scf بصورت زیر نوشته شود:

$$B_g = 0.00035 \left(\frac{ZT}{P} \right), \text{ bbl/scf} \quad (4-2)$$

1- Proper Sampling

2- Black Oil Model

3- Gas Formation Volume Factor

۲-۲-۲- جرم ویژه گاز طبیعی

جمله گازهای طبیعی بصورت زیر قابل محاسبه می باشد:

$$\rho_g = \frac{P.MW_a}{ZRT} \quad (5-2)$$

در رابطه فوق، وزن مولکولی ظاهری مخلوط (MW_a) بصورت زیر تعیین می شود:

$$MW_a = \sum_{i=1}^n y_i \times MW_i \quad (6-2)$$

همچنین برای تعیین ضریب تراکم پذیری مخلوط گاز طبیعی، ابتدا مقادیر فشار و دمای شبه بحرانی مخلوط و در نتیجه فشار و دمای کاهش یافته مجازی سیستم بترتیب توسط روابط زیر محاسبه شده و سپس با استفاده از نمودار "Standing - Katz" (۱۹۴۲)، ارائه شده در شکل (۱-۲)، مقدار ضریب تراکم پذیری تعیین می شود.

$$P_{pc} = \sum_{i=1}^n y_i P_{ci} \quad , \quad T_{pc} = \sum_{i=1}^n y_i T_{ci} \quad (7-2)$$

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad , \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (8-2)$$

لازم بذکر است هنگامی که ترکیب درصد گاز طبیعی موجود نباشد، خواص شبه بحرانی سیستم را می توان تنها با استفاده از مقدار جگالی نسبی گاز، آبرو سیله روابط Standing (۱۹۷۷) بصورت زیر محاسبه نمود:

سیستم گازهای طبیعی:

$$T_{pc} = 168 + 325 \gamma_g - 12/5 \gamma_g^2 \quad (9-2)$$

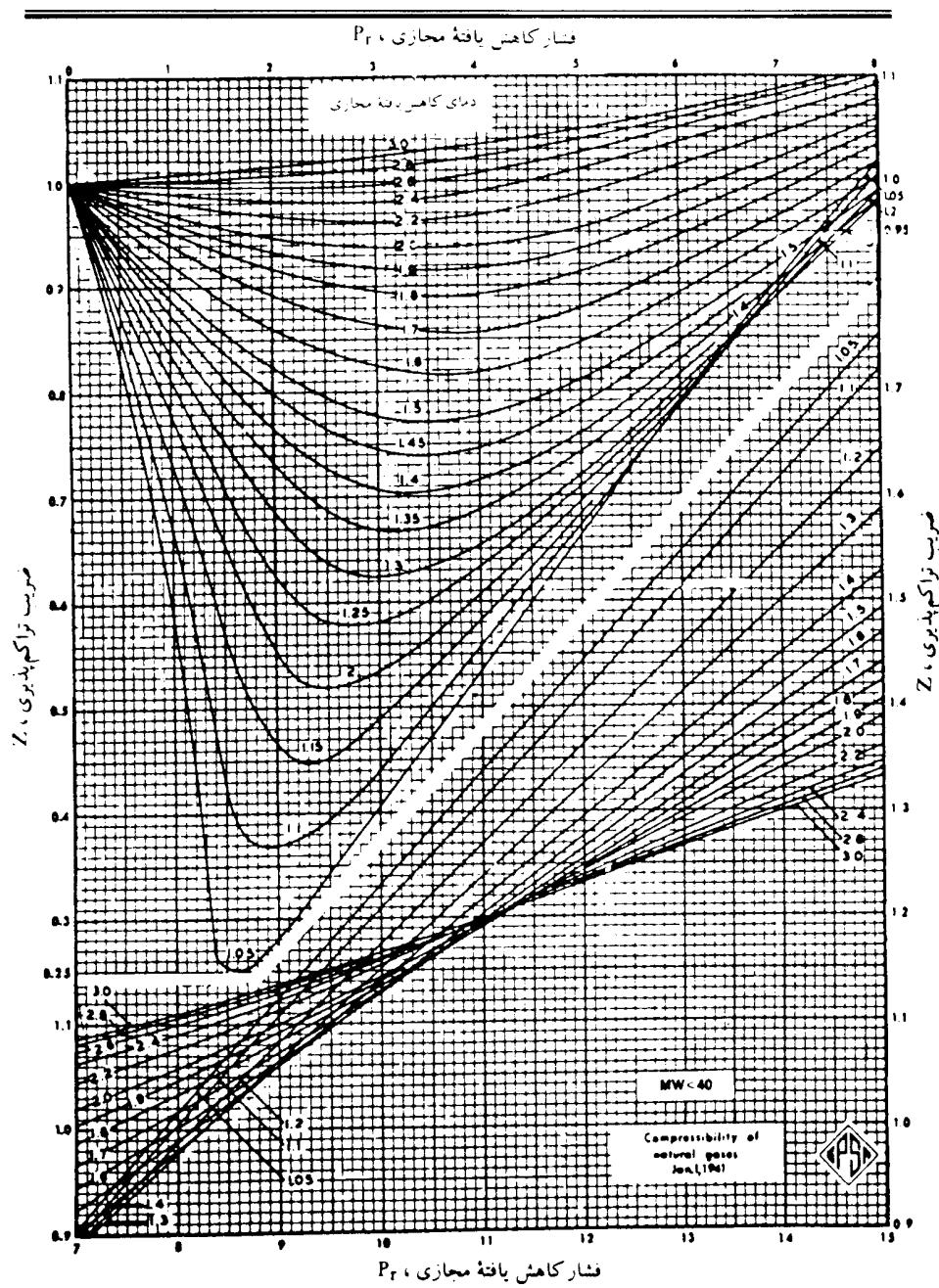
$$P_{pc} = 677 + 15 \gamma_g - 37/5 \gamma_g^2 \quad (10-2)$$

سیستم گازهای میعانی:

$$T_{pc} = 187 + 330 \gamma_g - 71/5 \gamma_g^2 \quad (11-2)$$

$$P_{pc} = 706 - 51/7 \gamma_g - 11/1 \gamma_g^2 \quad (12-2)$$

اصول طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی



شکل ۱-۲: نمودار تغییرات ضریب تراکم پذیری گاز طبیعی بر حسب دما و فشار شبه بحرانی

(۱۹۴۲) Standing-Katz

۳-۲-۳- گرانزوی گاز طبیعی

گرانزوی یک سیال عموماً به عنوان نسبت نیروی برشی در واحد سطح به گرادیان سرعت موضعی، تعریف می‌گردد. گرانزوی گازها معمولاً در آزمایشگاه اندازه‌گیری نمی‌شود زیرا می‌توان آن را با دقت مناسبی با استفاده از روابط تجربی محاسبه نمود. همانند تمامی خواص شدتی، گرانزوی گاز طبیعی تابعی از فشار، دما و ترکیب درصد اجزای گاز می‌باشد. روش‌های متفاوتی برای محاسبه گرانزوی گاز طبیعی وجود دارد که در ذیل به چند مورد مهم آن، اشاره می‌شود.

۱-۳-۲-۲- روش Carr-Kobayashi- Burrows

در سال ۱۹۵۴ Carr و همکارانش نمودارهایی برای پیش‌بینی گرانزوی گاز طبیعی به عنوان تابعی از دما، فشار و چگالی گاز تهیه نمودند. روش استفاده از نمودارهای پیشنهادی در مراحل زیر خلاصه می‌شود:

مرحله اول: فشار و دمای بحرانی مجازی و وزن مولکولی ظاهری مخلوط گاز با استفاده از چگالی نسبی یا ترکیب درصد گاز طبیعی محاسبه می‌شود. به علت حضور گازهای غیر هیدروکربوری (H_2S , N_2 , CO_2), در صورتی که درصد غلظت آنها بزرگتر از ۵٪ باشد، این خواص بحرانی مجازی باید تصحیح گردد.

مرحله دوم: گرانزوی گاز طبیعی در فشار یک اتمسفر و دمای مورد نظر با استفاده از شکل (۲-۲) تعیین می‌شود. این گرانزوی که بصورت μ_1 نشان داده می‌شود، باید برای حضور اجزای غیر هیدروکربوری بوسیله شکل‌های داخل نمودار (۲-۲) تصحیح شود.

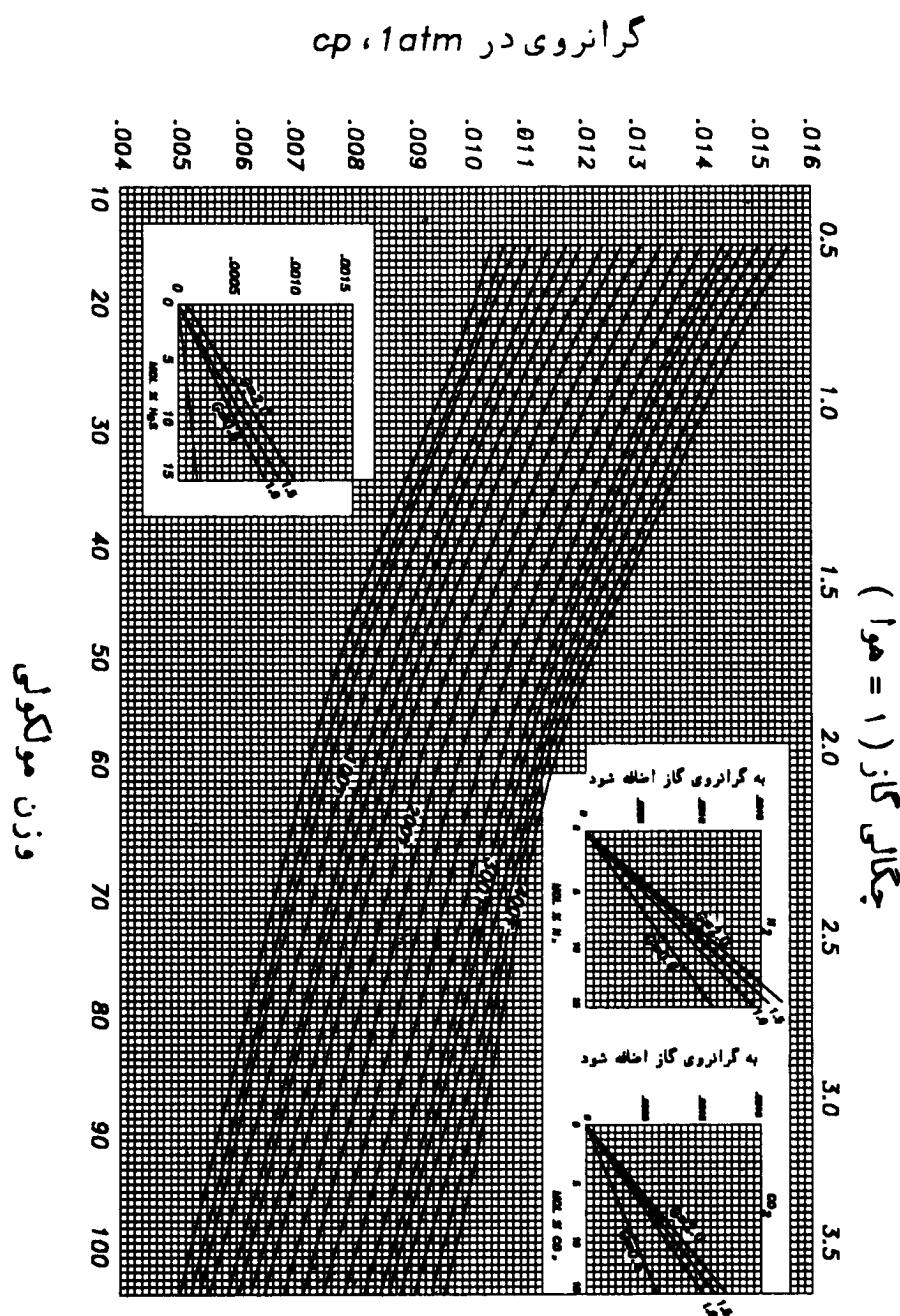
حضور ترکیبات غیر هیدروکربوری، سبب افزایش گرانزوی فاز گاز می‌گردد. اثر اجزای غیرهیدروکربوری بر گرانزوی گاز طبیعی زا می‌توان به زبان ریاضی، با رابطه زیر نشان داد:

$$\mu_1 = (\mu_1) + (\Delta\mu)_{N_2} + (\Delta\mu)_{CO_2} + (\Delta\mu)_{H_2S}$$

تصحیح نشده

(۱۳-۲)

طی این نظر در درای این مقاله بازگشایی و زمانی این مقاله ماضی و آینده میگذرد
وی باز کاری می شود.

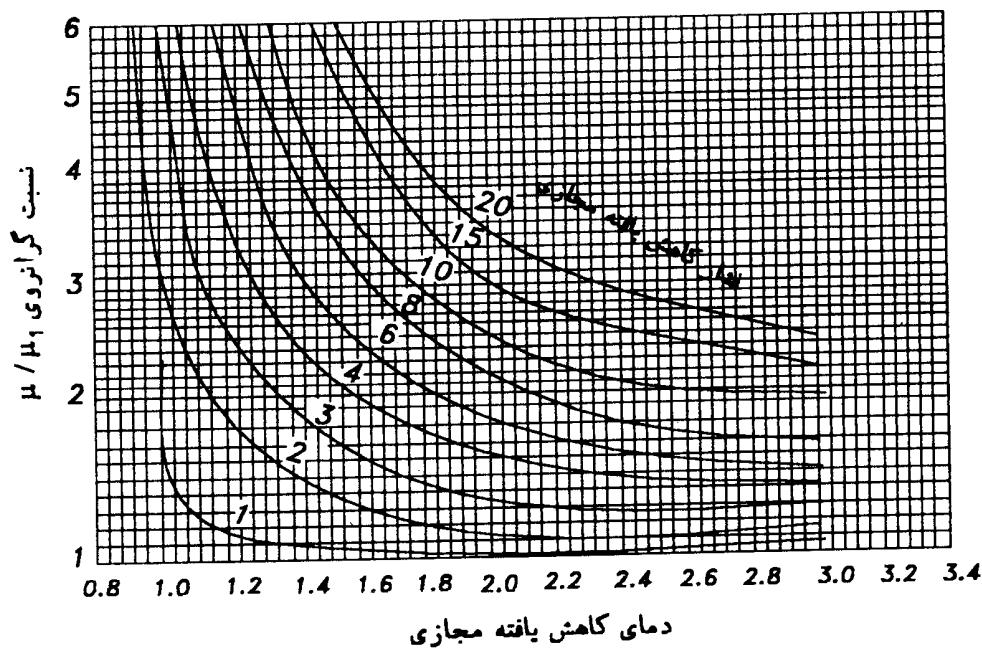


شکل ۲-۲: نمودار Carr و همکاران (۱۹۵۴) برای تعیین گرانروی گاز طبیعی در شرایط اتمسفری

مرحله سوم: فشار و دمای کاهش یافته مجازی، محاسبه می شوند.

مرحله چهارم: نسبت μ_1/μ_g با استفاده از دما و فشار کاهش یافته مجازی از شکل (۳-۲) به دست می آید. عبارت μ_1/μ_g بیانگر گرانزوی گاز در شرایط مورد نظر است.

مرحله پنجم: گرانزوی گاز در فشار و دمای مورد نظر (μ_g) از حاصل ضرب گرانزوی در فشار یک اتمسفر و دمای سیستم، (μ_1) ، در نسبت گرانزوی محاسبه شده در مرحله چهارم، تعیین می شود.



شکل ۲-۳: نمودار تعیین نسبت گرانزوی μ_g/μ_1 ارائه شده توسط Carr و همکاران (۱۹۵۴)

"Lee-Gonzalez-Eakin" روش ۲-۳-۲-۲

در سال ۱۹۶۶ و همکارانش یک رابطه نیمه تجربی برای محاسبه گرانزوی گاز طبیعی ارائه نمودند. این محققین، گرانزوی گاز را با مقادیر دمای مخزن، جرم ویژه و وزن مولکولی گاز، بیان نمودند. معادله پیشنهادی آنها به صورت زیر است:

$$\mu_g = 10^{-4} KEXP \left[X \left(\rho_g / \rho_{273} \right)^Y \right] \quad (14-2)$$

که در آن:

$$K = \frac{(9/4 + 0.02 MW_a) T^{1/5}}{20.9 + 19MW_a + T} \quad (1-14-2)$$

$$X = 2/5 + 986/T + 0.01 MW_a \quad (2-14-2)$$

$$Y = 2/4 - 0.02 X \quad (3-14-2)$$

رابطه پیشنهادی فوق، می‌تواند مقادیر گرانزوی را با انحراف استاندارد ۲/۷٪ و بیشترین انحراف ۰/۹۹٪ پیش‌بینی نماید. همچنین این روش نمی‌تواند برای گازهای ترش مورد استفاده قرار گیرد.

"Dean - Stiel" روش ۳-۳-۲-۲

در سال ۱۹۶۵ "Dean - Stiel" رابطه‌های ریاضی زیر را برای محاسبه گرانزوی گاز طبیعی در فشار یک اتمسفر و دمای مخزن، پیشنهاد کردند:

$$\mu_1 = 34 \times 10^{-5} \times \frac{1}{F} \times T_{pr}^{\frac{8}{9}} \quad T_{pr} \leq 1/5 \quad (15-2)$$

$$\mu_1 = 166/8 \times 10^{-5} \times \frac{1}{F} \times (0/1338 T_{pr} - 0/0932)^{\frac{5}{9}} \quad T_{pr} > 1/5 \quad (16-2)$$

پارامتر F پارامتر گرانزوی مخلوط گاز طبیعی است که بصورت زیر، تعریف می‌شود:

$$F = 0/440.2 \frac{(T_{pc})^{\frac{1}{6}}}{(MW_a)^{1/5} \times (P_{pc})^{\frac{2}{3}}} \quad (17-2)$$

همچنین "Dean - Stiel" (۱۹۶۵) رابطه زیر را برای محاسبه گرانزوی گاز طبیعی در شرایط مخزن، پیشنهاد کردند:

$$\mu_g = \mu_1 + 10/8 \times 10^{-5} \times \frac{1}{F} \times [EXP(1/439\rho_r) - EXP(-1/111\rho_r^{1/888})] \quad (18-2)$$

که در آن:

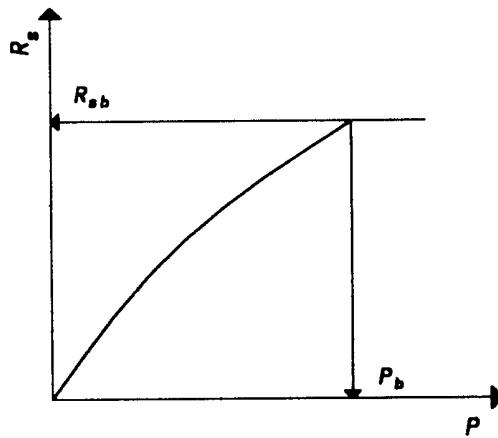
$$\rho_r = \frac{0.27 P_{pr}}{Z T_{pr}} \quad (19-2)$$

۴-۲-۴- حلالیت گاز

حلالیت گاز (R_g) عبارت است از مقدار فوت مکعب گاز، در شرایط استاندارد، که در یک بشکه نفت خام انباری در فشار و دمای معینی حل می‌گردد. حلالیت گاز طبیعی در نفت خام به شدت تابع فشار، دما، درجه API و چگالی گاز می‌باشد.

برای یک گاز و نفت خام خاص در دمای ثابت، حلالیت گاز با افزایش فشار، تا مقدار فشار اشباع، افزایش می‌یابد. در فشار اشباع (فشار نقطه حباب)، تمامی گازهای موجود در نفت حل شده و حلالیت گاز به بیشترین مقدار خود می‌رسد. معمولاً بجای اندازه‌گیری مقدار گازی که در یک بشکه نفت خام با افزایش فشار حل می‌شود، مقدار گازی که از یک نمونه نفت خام مخزن با کاهش فشار خارج می‌شود، اندازه‌گیری و تعیین می‌شود.

نمونه‌ای از منحنی حلالیت گاز، به عنوان تابعی از فشار برای نفت خام زیر اشباع، در شکل (۴-۲) نشان داده شده است. با کاهش فشار از فشار اولیه مخزن (P_i) تا فشار نقطه حباب (P_b)، هیچ گازی از نفت خارج نشده و در نتیجه حلالیت گاز در بیشترین مقدار (R_{sb}) ثابت می‌ماند. در فشار نقطه حباب، گاز محلول در نفت، آزاد شده و مقدار R_g با افزایش فشار، افزایش می‌یابد.



شکل ۴-۲: نمودار نوعی تغییرات مقدار حلالیت گاز بر حسب فشار سیستم برای نفت خام زیر اشباع (Ahmed ۱۹۸۸)

بعضی از روابط تجربی موجود جهت محاسبه میزان حلالیت گاز در نفت در نقطه حباب (R_s) در جدول (۱-۲) آرائه شده است.

جدول ۱-۲: روابط تجربی موجود برای محاسب مقدار حلالیت گاز در نفت در نقطه حباب

Standing (۱۹۷۴)

$$R_s = \gamma_g \left[\frac{P_b}{18/2} + 1/4 \right] \exp \left(-0.0125^\circ API - 0.0091T \right)^{1/2.48} \quad (20-2)$$

Vazquez- Beggs (۱۹۸۰)

$$R_s = \frac{\gamma_{gs} P_b^{C_1}}{C_1} \exp \left[C_1^\circ API / (T + 459/67) \right] \quad (21-2)$$

که در آن:

$$\gamma_{gs} = \gamma_g \left[1 + 5/912 \times 10^{-5} (\gamma_g) (T_{sep} - 460) \log \left(\frac{P_{sep}}{114/V} \right) \right] \quad (22-2)$$

در رابطه فوق، T_{sep} ، P_{sep} بترتیب دما و فشار واقعی دستگاه جداسازی نفت و گاز و γ_{gs} و γ_g بترتیب چگالی‌های ویژه گاز در فشار مبنا (۱۰۰ Psig) و شرایط دستگاه جداساز می‌باشند.

Glaso (۱۹۸۰)

$$R_s = \gamma_g \left(P_b^* \times \frac{API^{1/9.89}}{T^{1/17.2}} \right)^{1/22.55} \quad (23-2)$$

که در آن:

$$P_b^* = \exp \left[2/8869 - (14/1811 - 3/30.93 \log P_b)^{1/5} \right] \quad (1-23-2)$$

نکته: وجود ناذاصلی عاری و ده کم (H) باعث کاهش ضریب تراکم پذیری نگاز ملبدی می‌شود.
درجه چیزی ۳ کاچش یا فتمه و انسنته نگاز ملبدی افزایشی دارد.
خواص سیالات دوفازی

$$C = \frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial P} \right)_T$$

۵-۲-۲-۲- تراکم پذیری همدما نفت‌های خام تحت اشباع

تراکم پذیری همدما در حل بسیاری از مسائل مهندسی مخازن، مسائل جریان سیالات و همچنین در تعیین خواص فیزیکی نفت خام تحت اشباع، مورد نیاز است.
طبق تعریف، تراکم پذیری همدما یک ماده به صورت ریاضی با رابطه زیر، تعریف می‌شود:

$$C = \frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial P} \right)_T \quad (24-2)$$

به عنوان مثال برای یک سیستم شامل نفت خام، تراکم پذیری همدما، با استفاده از معادله زیر، تعیین می‌شود:

$$C_0 = \frac{1}{V_0} \left(\frac{\partial V_0}{\partial P} \right)_T \quad (25-2)$$

برای محاسبه مقدار تراکم پذیری همدما نفت خام زیر اشباع، چندین رابطه تجربی وجود دارد که در اینجا تنها به ذکر دو رابطه مهم، پرداخته می‌شود.

۱-۵-۲-۲- روش Vasquez - Beggs

با استفاده از تعداد ۴۰۳۶ داده آزمایشگاهی، "Vasquez - Beggs" (۱۹۸۰) تراکم پذیری همدما نفت را با پارامترهای P , γ_g , ${}^{\circ}\text{API}$, T , R_s مربوط ساختند. رابطه پیشنهادی آنها، به صورت زیر است:

$$C_0 = 10^{-5} \times P \left[-1433 + 5R_s + 17/2(T - 46) - 1/180\gamma_{gs} + 12/61{}^{\circ}\text{API} \right] \quad (26-2)$$

۲-۵-۲-۲- روش Ahmed

در سال ۱۹۵۸، Ahmed براساس ۲۴۵ داده آزمایشگاهی برای مقدار تراکم پذیری همدما نفت خام تحت اشباع، رابطه‌ای ریاضی برای ارزیابی C پیشنهاد کرد. رابطه پیشنهادی، تنها حالت گاز (R_s) و فشار را به عنوان پارامترهای رابطه‌ای به کار می‌برد. باید خاطرنشان نمود که اثرات

اصول طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

سایر پارامترها مانند T , γ_g در معادله مذکور، در پارامتر حلالیت گاز ملحوظ شده‌اند. این رابطه بصورت زیر ارائه می‌شود:

$$C_s = \left(\frac{1}{24841/0.822 + 14/0.74 R_s} \right) \text{EXP}(-0/000,1847 P) \quad (27-2)$$

چنانچه نتایج به دست آمده از معادله (27-2)، با داده‌های آزمایشگاهی که برای تهیه آن معادله به کار رفته‌اند، مقایسه شوند، میانگین خطای مطلق رابطه پیشنهادی فوق الذکر ۳/۹٪ خواهد بود.

۶-۲-۲- فشار نقطه حباب

برخی از روابط تجربی موجود برای محاسبه فشار نقطه حباب نفت‌های خام در جدول (۲-۲) ارائه شده است.

جدول ۲-۲: روابط تجربی موجود برای محاسبه فشار نقطه حباب نفت‌های خام

Standing (۱۹۴۷)

$$P_b = 18/2 \left[\left(\frac{R_s}{\gamma_g} \right)^{1/18} \text{EXP}(0/00091T - 0/125^\circ API) - 1/4 \right] \quad (28-2)$$

"Vazquez-Beggs"

$$P_b = \left\{ \frac{C_1 \cdot R_s}{\gamma_{gs}} \text{EXP} \left[-C_2 \cdot \frac{^\circ API}{(T+46.0)} \right] \right\}^{\frac{1}{C_3}} \quad (29-2)$$

Glaso (۱۹۸۰)

$$P_b = \text{EXP} \left[1/7669 + 1/7447 \log p_b^* - 0/3021 \wedge (\log p_b^*)^2 \right] \quad (30-2)$$

که در آن:

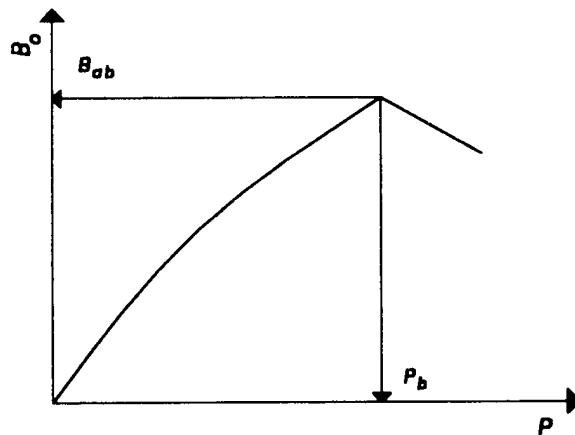
$$P_b^* = \left(\frac{R_s}{\gamma_g} \right)^{1/18} \left(\frac{T^{1/172}}{^\circ API^{1/989}} \right) \quad (1-30-2)$$

۷-۲-۲- ضریب حجمی سازند نفت

طبق تعریف، نسبت حجم نفت در دما و فشار اولیه مخزن به حجم نفت در شرایط استاندارد، ضریب حجمی سازند نفت^۱ (B_o) نامیده می‌شود. بدینه است که B_o همیشه بزرگتر یا مساوی با یک می‌باشد. ضریب حجمی نفت بوسیله رابطه زیر، تعیین می‌شود:

$$B_o = \frac{(V_o)_{P,T}}{(V_o)_{sc}} \quad (31-2)$$

نمونه‌ای از منحنی تغییرات ضریب حجمی سازند نفت بر حسب فشار برای یک نفت خام تحت اشباع ($P > P_b$) در شکل (۵-۲) نشان داده شده است. هنگامی که فشار از فشار اولیه مخزن کمتر شود، حجم نفت به علت انساط نفت، افزایش می‌یابد. این رفتار، سبب افزایش ضریب حجمی سازند نفت شده و تا رسیدن به فشار نقطه حباب، ادامه خواهد داشت. در فشار نقطه حباب، P_b نفت به بیشترین انساط خود رسیده و در نتیجه، بیشترین مقدار ضریب حجمی سازند نفت (B_{ob}) بدست می‌آید. با کاهش فشار زیر فشار نقطه حباب، حجم نفت و مقدار B_o به علت آزاد شدن گازهای محلول در نفت کاهش می‌یابد.



شکل ۲-۵: نمودار تغییرات ضریب حجمی سازند نفت بر حسب فشار (Ahmed ۱۹۸۸ و

۱-۷-۲-۲- روشهای محاسبه ضریب حجمی سازند نفت در فشار اشباع

بعضی از روابط تجربی مورد نیاز برای محاسبه ضریب حجمی نفت در فشار اشباع در جدول (۳-۲) آرائه شده است.

جدول ۲-۳: روابط تجربی محاسبه ضریب حجمی نفت در فشار اشباع

Standing (۱۹۸۱)

$$B_o = 0.9759 + 0.000120 \left[R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.15} + 1/25(T - 460) \right]^{1/15} \quad (32-2)$$

Vazquez-Beggs (۱۹۸۰)

$$B_o = 1 + C_1 R_s + (T - 520) (\text{°API}/\gamma_{gs}) (C_2 + C_3 R_s) \quad (33-2)$$

که در آن:

جزء	$API \leq 30$	$API > 30$
C_1	$4/677 \times 10^{-4}$	$4/670 \times 10^{-4}$
C_2	$1/751 \times 10^{-5}$	$1/100 \times 10^{-5}$
C_3	$-1/811 \times 10^{-8}$	$1/337 \times 10^{-9}$

Glaso (۱۹۸۰)

$$B_o = 1 + 1.4 \quad (34-2)$$

که در آن:

$$A = -6/58511 + 2/91329 \log B_{ob}^* - 0/27682 \left(\log B_{ob}^* \right)^2 \quad (1-34-2)$$

$$B_{ob}^* = R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.026} + 0.968(T - 460) \quad (2-34-2)$$

Arps (۱۹۶۲)

$$B_o = 1/0.5 + 0/0005 R_s \quad (35-2)$$

Marhoun (۱۹۸۸)

$$B_o = 0/497069 + 0/862963 \times 10^{-7} T + 0/182594 \times 10^{-7} F + 0/318099 \times 10^{-5} F^2 \quad (36-2)$$

$$F = \left(R_s \right)^{0/74229} \times \left(\gamma_g \right)^{0/322294} \times \left(\gamma_o \right)^{-1/2020} \quad (36-2)$$

که در آن:

۲-۷-۲-۲- روشهای محاسبه ضریب حجمی سازند نفت برای نفتهای تحت اشباع

همانطورکه در شکل (۵-۲) نشان داده شده است، با افزایش فشار بالای فشار نقطه حباب، ضریب حجمی سازند نفت، به علت متراکم شدن نفت، کاهش می‌یابد. برای محاسبه اثرات متراکم نفت بر مقدار B_o ، ابتدا ضریب حجمی سازند نفت در فشار نقطه حباب، توسط یکی از روشهایی که قبلاً شرح داده شده است، محاسبه می‌گردد. سپس B_o محاسبه شده برای منظور کردن تاثیر افزایش فشار در بالای فشار نقطه حباب، تصحیح می‌شود. این مرحله تصحیح، همانطورکه در ذیل شرح داده می‌شود، با استفاده از ضریب متراکم پذیری همدما انجام می‌گیرد.

لازم بذکر است متراکم پذیری همدما می‌تواند بر حسب ضریب حجمی سازند نفت، بصورت زیر

نوشته شود (Ahmed و ۱۹۸۸):

$$C_o = \frac{-1}{B_o} \frac{\partial B_o}{\partial P} \quad (37-2)$$

با مرتب نمودن رابطه بالا و انتگرالگیری از آن می‌توان نتیجه گرفت:

$$\int_{P_b}^P -C_o dP = \int_{B_{ob}}^{B_o} \frac{1}{B_o} dB_o \quad (38-2)$$

بنابراین با ارزیابی C_o در فشار میانگین و انتگرالگیری از رابطه فوق می‌توان نوشت:

$$B_o = B_{ob} \exp [-C_o (P - P_b)] \quad (39-2)$$

در رابطه فوق، B_o و B_{ob} بترتیب ضریب حجمی سازند نفت در فشار مورد نظر و فشار نقطه حباب می‌باشند.

با جایگزینی عبارت C_o محاسبه شده توسط Vasquez - Beggs (۱۹۸۰) و انتگرالگیری از معادله حاصل، می‌توان نوشت:

$$B_o = B_{ob} \exp [-A \ln (\frac{P}{P_b})] \quad (40-2)$$

که در آن رابطه:

$$A = 10^{-5} \left[-1433 + 5R_s + 17/2(T-460) - 1180\gamma_{gs} + 12/61^\circ API \right]$$

همچنین با جایگزینی عبارت C_o محاسبه شده توسط Ahmed (۱۹۸۵) می‌توان نوشت:

$$B_o = B_{ob} \exp \left\{ D / \exp(-0.00018473 P) - \exp(-0.00018473 P_b) \right\} \quad (41-2)$$

که در آن:

$$D = (4/588893 + 0.0025999 R_s)^{-1}$$

۴-۲-۲- ضریب حجمی سازند کل

برای توصیف بهتر رابطه تغییرات فشار بر حسب حجم سیستم‌های هیدرولیکی در فشاری کمتر از فشار نقطه حباب، می‌توان این رابطه را با عبارت ضریب حجمی سازند کل به عنوان تابعی از فشار، بیان نمود. ضریب حجمی سازند کل، بیانگر حجم کل یک سیستم بدون در نظر گرفتن تعداد فازهای موجود در آن، می‌باشد. ضریب حجمی سازند کل، که با علامت B_t نشان داده می‌شود، به عنوان نسبت حجم کل سیستم هیدرولیکی در فشار و دمای اولیه بروآحد حجم نفت انباری (در شرایط مستاندار) تعریف می‌شود. به علت این که معمولاً در سیستم‌های هیدرولیکی، یک یا دو فاز وجود دارند، عبارت ضریب حجمی سازند دوفازی متراوف با ضریب حجمی سازند کل در نظر گرفته می‌شود. عبارت دیگر، مقدار B_t به صورت زیر تعریف می‌گردد:

$$B_t = \frac{(V_o)_{P,T} + (V_g)_{P,T}}{(V_o)_{sc}} \quad (42-2)$$

باید خاطرنشان نمود که مقادیر B_o و B_t در فشارهای بالاتر یا برابر فشار نقطه حباب، معادل هم می‌باشند، زیرا در این فشارها فقط یک فاز (فاز نفت) وجود دارد. همچنین باید خاطرنشان نمود که در فشارهای پایینتر از فشار نقطه حباب، اختلاف مقدار این دو خاصیت نفت، نشان دهنده حجم گاز محلول در شرایط سیستم نسبت به شرایط نفت انباری می‌باشد. بعضی از روابط تجربی مورد نیاز محاسبه ضریب حجمی کل (B_t) در جدول (۴-۲) ارائه شده‌اند.

جدول ۴-۲: روابط تجربی محاسبه ضریب حجمی کل (B_t)

Glaso (۱۹۸۰)

$$\log B_t = 0.080135 + 0.47257 \log B_t^* + 0.17351 (\log B_t^*)^2 \quad (43-2)$$

که در آن:

$$B_t^* = R_s \left[\frac{(T - 46.0)^{1/5}}{\gamma_g^{1/5}} \times (\gamma_o)^C \times P^{-1/10.89} \right] \quad (44-2)$$

$$C = 2.9 \times 10^{-10.277} R_s \quad (45-2)$$

Marhoun (۱۹۸۸)

$$B_t = 0.314693 + 0.106253 \times 10^{-4} F + 0.18883 \times 10^{-10} F^2 \quad (46-2)$$

که در آن:

$$F = \left(R_s^{0.0/644516} \right) \times \left(\gamma_g^{-1/0.7934} \right) \times \left(\gamma_o^{0/0.724874} \right) \times \left(T^{2/0.621} \right) \times P^{-1/0.76191}.$$

۶-۲-۲-۲-گرانروی نفت

برای محاسبه گرانروی نفت در نقطه حباب، لازم است ابتدا مقدار آن را با فرض آنکه هیچ گازی در نفت وجود ندارد (نفت مرده)، محاسبه نموده و سپس تاثیر گازهای محلول در نفت (R_s) را بر روی گرانروی نفت مرده اعمال نمود. در جداول (۵-۲) و (۶-۲) به ترتیب چند رابطه تجربی مربوط به محاسبه گرانروی نفت مرده و گرانروی نفت در نقطه حباب، ارائه گردیدند.

اصول طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

جدول ۲-۵: بعضی از روابط تجربی موجود برای محاسبه گرانروی نفت مرده

Beal (۱۹۷۰)

$$\mu_{od} = \left(0.32 + \frac{1/8 \times 10^4}{^{\circ}API^{1/57}} \right) \left(\frac{360}{T + 200} \right)^a \quad (47-2)$$

که در آن:

$$a = EXP \left(0.43 + \frac{1/33}{^{\circ}API} \right)$$

"Beggs - Robinson" (۱۹۷۵)

$$\mu_{od} = 10^X - 1 \quad (48-2)$$

که در آن:

$$X = Y \cdot T^{-1/163}$$

$$Y = 10^Z$$

$$Z = 2/0.3224 - 0/0.2022 ^{\circ}API$$

Glaso (۱۹۸۰)

$$\mu_{od} = \left[2/41 \times 10^{10} \right] T^{-3/444} \left(\log ^{\circ}API \right)^{[10/312(\log T) - 26/447]} \quad (49-2)$$

جدول ۲-۶: بعضی از روابط تجربی موجود برای محاسبه گرانروی نفت زنده در نقطه حباب

Chew-Connally (۱۹۵۹)

$$\mu_{ob} = a \cdot (\mu_{od})^b \quad (50-2)$$

که در آن:

$$a = 0/20 - 0/80 EXP (-0/00081 R_s)$$

$$b = 0/43 - 0/57 EXP (-0/00072 R_s)$$

Beggs-Robinson (۱۹۷۵)

$$\mu_{ob} = a \cdot (\mu_{od})^b \quad (51-2)$$

که در آن:

$$a = 10/715 (R_s + 100)^{-1/515}$$

$$b = 5/44 (R_s + 150)^{-1/338}$$

همچنین گرانزوی نفت خام تحت اشباع در فشار مخزن با استفاده از گرانزوی نفت در نقطه حباب بوسیله روابط ارائه شده در جدول (۷-۲) محاسبه می‌شود.

جدول ۷-۲: بعضی از روابط تجربی موجود برای محاسبه گرانزوی نفت تحت اشباع

Beal (۱۹۷۰)

$$\mu_o = \mu_{ob} + 0.001(P - P_b) (0.024\mu_{ob}^{1/6} + 0.038\mu_{ob}^{1/5}) \quad (52-2)$$

Vazquez-Beggs (۱۹۸۰)

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{P}{P_b} \right)^m \quad (53-2)$$

که در آن:

$$m = 2/6 P^{1/187} \exp \left[(-3/9 \times 10^{-5}) P - 5 \right]$$

۱۱-۲-۲- محاسبه کشش سطحی

در سال ۱۹۲۴ Sugden رابطه‌ای برای محاسبه کشش سطحی یک مایع خالص در تعادل با بخار

آن و جرم ویژه هر دو فاز، بصورت زیر پیشنهاد کرد:

$$\sigma = \left[\frac{P_{ch}(\rho_l - \rho_v)}{MW_a} \right]^4 \quad \checkmark \quad (54-2)$$

در این رابطه، σ ، کشش سطحی و P_{ch} یک پارامتر مستقل از دما می‌باشد که نامیده Parachor نامیده می‌شود. این پارامتر یک ثابت بدون بعد و از شاخص‌های مربوط به ترکیبات خالص می‌باشد. مقدار آن از جایگزینی مقادیر آزمایشگاهی جرم ویژه و کشش سطحی در رابطه فوق و حل این رابطه برای P_{ch} بدست می‌آید. مقادیر نمونه برای P_{ch} در جدول (۸-۲) گردآوری شده‌اند.

جدول ۲-۸: مقادیر نمونه‌ای P_{ch} و $(Sugden ۱۹۲۴)$

اجزا	Parachor	اجزا	Parachor
CO_2	۷۸	$n-C_4$	۱۸۹/۹
N_2	۴۱	$i-C_5$	۲۲۵
C_1	۷۷	$n-C_6$	۲۳۱/۵
C_2	۱۰۸	$n-C_7$	۲۷۱
C_3	۱۵۰/۳	$n-C_8$	۳۱۲/۵
$i-C_4$	۱۸۱/۵	$n-C_9$	۳۵۱/۵

در شکل (۶-۲)، نمودار تغییرات P_{ch} بر حسب وزن مولکولی برشهای هیدروکربوری نشان داده شده است. همچنین مقدار P_{ch} را می‌توان با استفاده از وزن مولکولی برشهای هیدروکربوری بوسیله رابطه زیر، محاسبه نمود:

$$(P_{ch})_{C^+} = a_1 + a_2 (MW)_{C^+} + a_3 (MW)_{C^+}^2 + a_4 / (MW)_{C^+} \quad (55-2)$$

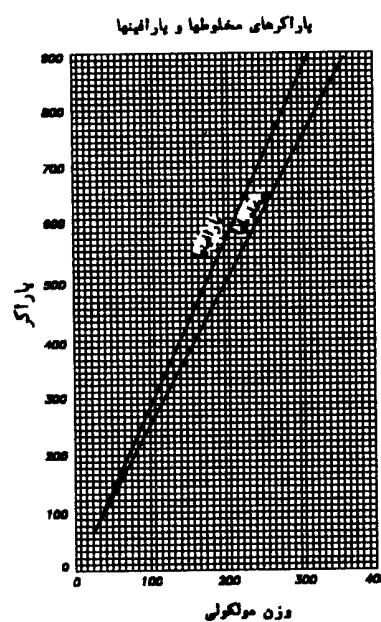
در رابطه فوق $(MW)_{C^+}$ وزن مولکولی برشهای C^+ بوده و a_1, a_2, a_3, a_4 ثابت‌های معادله می‌باشند که عبارتند از:

$$a_1 = -4/6148734$$

$$a_2 = 2/558855$$

$$a_3 = 3/4004065 \times 10^{-4}$$

$$a_4 = 3/7673 \times 10^{-7}$$



شکل ۲-۶: نمودار نوعی تغییرات پارامتر *Parachor* بر حسب وزن مولکولی برشهای هیدروکربوری (Weinaug-Katz ۱۹۸۷)

در سال ۱۹۸۵، Fanchi رابطه دیگری را برای محاسبه P_{ch} پیشنهاد داد که در آن رابطه، از دما، حجم و فشار بحرانی استفاده می‌شود. به عبارت دیگر:

$$P_{ch} = a_0 + a_1 (V_c MW) + a_2 T_c + a_3 H + a_4 H^2 + a_5 H^3 + \frac{a_6}{H} \quad (56-2)$$

در رابطه فوق پارامتر (H) Herzog، بصورت زیر تعریف می‌شود:

$$H = [V_c \times MW]^{1/8333} (T_c)^{1/25}$$

همچنین در رابطه (۵۶-۲)، ضرایب a_i الى a_6 عبارتند از:

$$a_0 = -72/765$$

$$a_1 = -572/7095$$

$$a_2 = -0/598$$

$$a_3 = 188/155$$

$$a_4 = -0.8211$$

$$a_5 = 0.1224$$

$$a_6 = 653/614$$

برای مخلوطهای پیچیده هیدروکربوری، Katz (۱۹۴۳) و Sugden (۱۹۲۴) روش را مورد بررسی مجدد قرار داد و آن را به صورت زیر اصلاح کرد:

$$\sigma^{1/2} = \sum_{i=1}^n \left[(P_{ch})_i (Ax_i - By_i) \right] \quad (58-2)$$

که در آن:

$$A = \frac{\rho_o}{62/4(MW_a)_l}$$

$$B = \frac{\rho_g}{62/4(MW_a)_g}$$

در رابطه، (۵۸-۲)، x_i و y_i بترتیب کسر مولی جزء i در فاز نفت و گاز می‌باشند.

۱۱-۲-۲- تعیین جرم ویژه مایعات با ترکیب نامعلوم

چندین رابطه تجربی برای محاسبه جرم ویژه مایعات با ترکیب نامعلوم، پیشنهاد شده‌اند. در این روابط، داده‌های PVT محدودی مانند چگالی گاز، چگالی نفت و حلالیت گاز به عنوان پارامترهای رابطه‌ای جهت ارزیابی مقدار جرم ویژه مایع در فشار و دمای مخزن، به کار می‌روند. یکی از روابط مهم برای این منظور، رابطه Standing (۱۹۸۱) می‌باشد که بصورت زیر بیان می‌شود:

$$\rho_o = \frac{62/4 \gamma_o + 0.136 R_s \times \gamma_g}{0.972 + 0.000147 [R_s(\gamma_g/\gamma_o)]^{1/5} + 1/25(T - 460)]^{1/175}} \quad (59-2)$$

۲-۳-۲- مدل سیال ترکیبی

معمولًا به منظور بیان خواص فیزیکی یک سیال بر مبنای اجزای خالص آن، از مدلسازی سیال ترکیبی استفاده می شود. بطوریکه جدایش تعادل فازی و خواص همگن سیال بوسیله اختلاط خواص اجزای تشکیل دهنده آن، تعیین می شود. دقت این مدل بستگی به دقت در تعیین خواص اجزای خالص تشکیل دهنده سیالات و روابط مخلوط بکار رفته دارد. در مدلسازی سیال ترکیبی به منظور پیش‌بینی رفتار فازی سیالات، روش انجام محاسبات تبخیر ناگهانی^۱ تعادلهای مایع - بخار^۲ (VLE) مورد استفاده قرار می گیرد.

لازم بذکر است روشاهای همگرایی متعددی در زمینه انجام محاسبات تبخیر ناگهانی موجود است بطوریکه اکثر این روشها به منظور پیش‌بینی ترکیب درصد و مقدار هر یک از فازهای مایع و بخار، در دما و فشار ثابت مورد نظر، ارائه شده‌اند.

۲-۳-۲- محاسبات تبخیر ناگهانی در دما و فشار ثابت

برای پیش‌بینی ترکیب درصد هر یک از فازهای مایع و بخار در حالت تعادل، در یک شرایط دما و فشار معین، از موازنۀ کلی و جزئی جرم برای هر یک از اجزاء استفاده می شود. عبارت دیگر:

$$F = L + V \quad (60-2)$$

$$Z_i F = x_i L + y_i V \quad (61-2)$$

همچنین نسبت تعادلی فازهای مایع - بخار (K_i) بصورت زیر تعریف می شود:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (62-2)$$

با تلفیق معادلات فوق الذکر، دو رابطه مهم زیر حاصل می شود:

$$x_i = \frac{z_i}{1 + \frac{V}{F} (K_i - 1)} \quad (63-2)$$

$$y_i = \frac{z_i k_i}{1 + \frac{V}{F} (K_i - 1)} \quad (64-2)$$

تعیین مقادیر x_i و y_i ، نیازمند استفاده از روش سعی و خطا می‌باشد. دستورالعملهای بیشماری برای سرعت بخشیدن همگرایی، بخصوص نزدیک نقطه بحرانی که در آنجا سرعت همگرایی کند است، پیشنهاد شده‌اند. دستورالعمل ساده‌ای که قابل قبول برای بیشترین حالت‌ها می‌باشد، در زیر توضیح داده می‌شود.

لازم به یادآوری است که مجموع کسرهای مولی هر یک از اجزاء در فازهای مایع و گاز، برابر یک می‌باشد. عبارت دیگر:

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n y_i = 1 \quad (65-2)$$

با تلفیق رابطه فوق با معادلات (۶۳-۲) و (۶۴-۲)، رابطه زیر بدست می‌آید:

$$\sum_{i=1}^n (y_i - x_i) = \sum_{i=1}^n \frac{z_i(k_i - 1)}{(k_i - 1)\frac{V}{F} + 1} = f\left(\frac{V}{F}\right) = 0 \quad (66-2)$$

معادله فوق معادله Rachford - Rice نامیده می‌شود. شمای همگرایی معادله درجه دوم نیوتن می‌تواند برای همگرانمودن معادله (۶۶-۲) تا نزدیک صفر، مورد استفاده قرار گیرد. حدس اولیه مناسب برای $\frac{V}{F}$ ، برابر $5/0$ پیشنهاد می‌شود. مقادیر اصلاح شده $\frac{V}{F}$ را می‌توان بوسیله روش نیوتن - رافسون بصورت زیر، بدست آورد:

$$\left(\frac{V}{F}\right)_{j+1} = \left(\frac{V}{F}\right)_j - \frac{f(V/F)_j}{f'(V/F)_j} \quad (67-2)$$

در رابطه فوق الذکر، f' از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$f' \left(\frac{V}{F}\right)_j = - \sum_{i=1}^n \frac{z_i(K_i - 1)^2}{\left[(K_i - 1)\left(\frac{V}{F}\right)_j + 1\right]^2} \quad (68-2)$$

ممکن است همگرایی لازم در محاسبات فوق، زمانی حاصل می‌شود که اختلاف بین مقادیر جدید و

قدیم ($\frac{V}{F}$)، حدود $10^{-6} \times 10^{-4}$ باشد. با تعیین همگرایی لازم برای عبارت $\frac{V}{F}$ ، مقادیر ترکیب هر یک از فازها را می‌توان با استفاده از معادلات (۶۳-۲) و (۶۴-۲) تعیین نمود.

استفاده از روش محاسباتی نیوتن - رافسون نیازمند تعیین مقادیر K_i در فشار و دمای مورد نظر می‌باشد. برای تعیین K_i چندین روش مختلف نظری استفاده از نمودار و استفاده از معادله حالت وجود دارد. یکی از روش‌هایی که برای تعیین K_i از اهمیت بیشتری برخوردار می‌باشد، استفاده از معادلات حالت می‌باشد.

۲-۳-۲- نسبت‌های تعادلی

نسبت‌های تعادلی (K_i) برای اجرای محاسبات تبخیر ناگهانی مورد نیاز می‌باشند. در هر حال مقادیر K_i می‌توانند با فوگاسیته هر جزء داده شده در مخلوط، مطابق رابطه زیر تعریف شوند:

$$K_i = \frac{\hat{\phi}_i^L}{\hat{\phi}_i^V} = \frac{y_i}{x_i} \quad (69-2)$$

بطوریکه ضرایب فوگاسیته هر جزء در هر یک از فازهای مایع و بخار، توسط رابطه زیر بدست می‌آید (با انتخاب یک معادله حالت مناسب):

$$\ln \hat{\phi}_i = \ln \left(\frac{\hat{f}_i}{x_i P} \right) = \left(\frac{-1}{RT} \right) \left[\int_{\infty}^V \left(\frac{P}{n_i} - \frac{RT}{V} \right) dV \right] - \ln Z \quad (70-2)$$

به عنوان مثال با انتخاب معادله حالت SRK^1 ، ضرایب فوگاسیته هر یک از فازها را می‌توان بصورت زیر بیان نمود:

$$\begin{aligned} \ln \hat{\phi}_i^L &= \left(\frac{b_i}{b} \right)_1 \cdot (Z_l - 1) - \ln (Z_l - B_l) - \frac{A_l}{B_l} \left[1 \left(\frac{a_i}{a} \right)_1^{1/5} - \left(\frac{b_i}{b} \right)_1 \right] \\ &\times \ln \left(1 + \frac{B_l}{Z_l} \right) \end{aligned} \quad (1-70-2)$$

1- Soave Redlich Kwong Equation of State

$$\ln \hat{\phi}_i^V = \left[\frac{b_i}{b} \right]_V (Z_V - 1) - \ln (Z_V - B_V) - \frac{A_V}{B_V} \left[\gamma \left(\frac{a_i}{a} \right)_V^{1/2} - \left(\frac{b_i}{b} \right)_V \right]$$

$$\times \ln \left(1 + \frac{B_V}{Z_V} \right) \quad (2-70-2)$$

همچنین با انتخاب معادله حالت $P.R^1$ ، ضرایب فوگاسیته هر یک از فازها را می‌توان بصورت زیر تعیین نمود:

$$\ln \hat{\phi}_i^L = \left[\frac{b_i}{b} \right]_l (Z_l - 1) - \ln (Z_l - B_l) - \frac{A_l}{\gamma \sqrt{\gamma} B_l} \left[\frac{\gamma \sum x_i a_{ij}}{a_l} - \left(\frac{b_i}{b} \right)_l \right]$$

$$\times \ln \left(\frac{Z_l + \gamma/414 B_l}{Z_l - \gamma/414 B_l} \right) \quad (3-70-2)$$

$$\ln \hat{\phi}_i^V = \left[\frac{b_i}{b} \right]_V (Z_V - 1) - \ln (Z_V - B_V) - \frac{A_V}{\gamma \sqrt{\gamma} B_V} \left[\frac{\gamma \sum x_i a_{ij}}{a_V} - \left(\frac{b_i}{b} \right)_V \right]$$

$$\times \ln \left(1 + \frac{Z_V + \gamma/414 B_V}{Z_V - \gamma/414 B_V} \right) \quad (4-70-2)$$

متغیرهای بکار رفته در معادلات فوق الذکر بواسیله معادلات زیر تعریف شده‌اند:

$$\left(\frac{a_i}{a} \right)_L^{1/2} = \frac{\alpha_i^{1/2} T_{ci}/P_{ci}^{1/2}}{\sum_{i=1}^n x_i \alpha_i^{1/2} T_{ci}/P_{ci}^{1/2}} \quad (V1-2)$$

$$\left(\frac{a_i}{a} \right)_V^{1/2} = \frac{\alpha_i^{1/2} T_{ci}/P_{ci}^{1/2}}{\sum_{i=1}^n y_i \alpha_i^{1/2} T_{ci}/P_{ci}^{1/2}} \quad (V2-2)$$

$$\left[\frac{b_i}{b} \right]_L = \frac{T_{ci}/P_{ci}}{\sum_{i=1}^n x_i T_{ci}/P_{ci}} \quad (V3-3)$$

$$\left[\frac{b_i}{b} \right]_V = \frac{T_{ci}/P_{ci}}{\sum_{i=1}^n y_i T_{ci}/P_{ci}} \quad (V4-2)$$

$$A_l = C_a \frac{P}{T} \left[\sum_{i=1}^n x_i T_{ci} [\alpha_i / P_{ci}]^{1/5} \right]^r \quad (V5-2)$$

$$A_v = C_a \frac{P}{T} \left[\sum_{i=1}^n y_i T_{ci} [\alpha_i / P_{ci}]^{1/5} \right]^r \quad (V6-2)$$

$$B_l = C_b \frac{P}{T} \sum_{i=1}^n x_i T_{ci} / P_{ci} \quad (V7-2)$$

$$B_v = C_b \frac{P}{T} \sum_{i=1}^n y_i T_{ci} / P_{ci} \quad (V8-2)$$

$$\dot{\alpha}_i = \left[1 + S_i \left(1 - T_{Ri}^{1/5} \right) \right]^r \quad (V9-2)$$

پارامترهای C_a و C_b در روابط فوق، برای هر معادله حالت خاص، دارای مقادیر مشخصی

می باشند. عبارت دیگر:

برای معادله حالت $S.R.K$

$$S_i = 0.48 + 1.574 \omega_i - 0.176 \omega_i^r$$

$$C_a = 0.42748 \quad C_b = 0.08664 \quad (80-2)$$

برای معادله حالت $P.R$:

$$\begin{aligned} S_i &= 0.37464 + 1.54226 \omega_i - 0.2699 \omega_i^2 \\ C_a &= 0.45724 \quad C_b = 0.07787 \end{aligned} \quad (81-2)$$

در رابطه بالا، ضرایب عدم تمرکز (ω_i) برای هر جزء ثابت بوده و در منابع علمی قابل دسترس می‌باشند. برای اجزای فرضی نظری آنها که برای توصیف پایانهای سنگین ^۱ در مخلوط هیدرولیکی مورد استفاده قرار می‌گیرند، ضریب عدم تمرکز می‌تواند از رابطه زیر محاسبه شود:

$$\omega = C_a T_a \left[\frac{\log P_c - 1/167}{T_c - T_b} \right] - 1 \quad (82-2)$$

معادلات (75-۲) و (76-۲) برای مخلوطهای نسبتاً ساده، خوب عمل می‌کنند. هنگامیکه تعداد اجزای تشکیل دهنده مخلوط افزایش یابد، لازم است قوانین اختلاط در این معادلات، تصحیح شوند تا اثر نیروهای ملکولی پیچیده‌تر، محاسبه شود. در نتیجه برای مخلوطهایی با اجزای متعدد، معادلات مذکور به شکل زیر در می‌آیند:

$$A_l = C_a \frac{P}{T} \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j a_{ij} \quad (83-2)$$

$$A_V = C_a \frac{P}{T} \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n y_i y_j a_{ij} \quad (84-2)$$

$$a_{ij} = (1 - \delta_{ij}) a_i^{1/5} a_j^{1/5} \quad (85-2)$$

در معادله (85-۲)، δ_{ij} ضرایب تأثیر متقابل سیستم دوتایی ^۳ می‌باشند. این ضرایب با انطباق فشارهای نقطه حباب مخلوط دوتایی پیش‌بینی شده با داده‌های آزمایشگاهی، برای یک معادله حالت خاص، تعیین می‌شوند. جزئیات بیشتر در ارتباط با نحوه تعیین اینگونه ضرایب بین

1- Acentric Factor

2- Heavy Ends

3- Binary Interaction Coefficients

(۱۹۹۸) "Shinta-Firoozbadi" و (۱۹۸۸) "Nishiumi - Arai" سیستمهای مختلف، توسط ارائه شده‌اند. پارامترهای a_i و a_j نیز بصورت زیر تعریف می‌شوند:

$$a_k = \frac{T_{ck}^r a_k}{P_{ck}} \quad (k = i, j) \quad (86-2)$$

ضرایب تراکم‌پذیری فازهای مایع و گاز (Z_l ، Z_V) در معادلات تعیین ضرایب فوگاسیته، خود تابعی از ترکیب هر یک از فازها می‌باشند. این تفاسیر، یک روش تکراری سعی و خطرا جهت تعیین مقادیر a_i با استفاده از یک معادله حالت مناسب، بوجود می‌آورد. معادلات ضرایب تراکم‌پذیری فازهای مایع و گاز بر مبنای معادله حالت $S.R.K$ ، بترتیب بصورت زیر نوشته می‌شوند:

$$Z_l^r - Z_l^v + (A_l - B_l - B_l^r) Z_l - A_l B_l = 0 \quad (87-2)$$

$$Z_V^r - Z_V^l + (A_V - B_V - B_V^r) Z_V - A_V B_V = 0 \quad (88-2)$$

همچنین معادلات ضرایب تراکم‌پذیری فازهای مایع و گاز بر مبنای معادله حالت $P.R$ ، بترتیب بصورت زیر نوشته می‌شوند:

$$Z_l^r - (1 - B_l) Z_l^v + (A_l - 3B_l^r - 2B_l) Z_l - (A_l B_l - B_l^r - B_l^v) = 0 \quad (89-2)$$

$$Z_V^r - (1 - B_V) Z_V^l + (A_V - 3B_V^r - 2B_V) Z_V - (A_V B_V - B_V^r - B_V^l) = 0 \quad (90-2)$$

لازم بذکر است معادلات درجه سوم ضرایب تراکم‌پذیری، هر کدام دارای سه جواب بوده که فقط یکی از این سه جواب، دارای اهمیت می‌باشد بطوریکه بزرگترین ریشه معادلات ضریب تراکم‌پذیری فاز گاز و کوچکترین ریشه مثبت معادلات ضریب تراکم‌پذیری فاز مایع، بترتیب ضرایب تراکم‌پذیری صحیح هر یک از فازهای گاز و مایع، البته بر مبنای یک معادله حالت خاص، را نشان می‌دهند.

برای حل؛ صحیح و دقیق معادلات درجه سوم ضرایب تراکم‌پذیری، شما همگرایی معادله درجه دوم نیوتون - رافسون می‌تواند مورد استفاده قرار گیرد. بعارت دیگر:

$$Z_{k+1} = Z_k - \frac{F(Z_k)}{F'(Z_k)} \quad (91-2)$$

حدس اولیه مناسب برای محاسبه ضریب تراکم پذیری فاز مایع در رابطه فوق (Z_k), با فرض آن که چگالی ویژه مایع برابر $8/0$ باشد، از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$Z_{k,k} = \frac{P \sum_{i=1}^n x_i M W_i}{\cdot / \rho_w RT} \quad (92-2)$$

همچنین حدس اولیه مناسب برای محاسبه ضریب تراکم پذیری فاز گاز بصورت $1/Z_{V,k}$ انتخاب می‌شود.

لازم بذکر است برای انجام محاسبات تعادلی سیستمهای هیدروکربوری شامل آب، ضریب تراکم پذیری جزء آب (جزء وابسته^۱) با استفاده از رابطه ارائه شده Prausnitz و همکاران (۱۹۸۶) بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$Z = Z^{ph} + Z^{ch} - 1 \quad (93-2)$$

در رابطه فوق، ضریب تراکم پذیری فیزیکی (Z^{ph}) با استفاده از انتخاب یک معادله حالت مناسب، نظری معادله حالت "Peng-Robinson" (۱۹۷۶)، قابل محاسبه است. برای محاسبه ضریب تراکم پذیری شیمیایی (Z^{ch}) مدل‌های تجربی متعددی توسط "Ikonomou-Donohue" (۱۹۸۸)، ("Wenzel-Krop" (۱۹۹۰)، ("Anderko" (۱۹۹۱) و ("Shinta-Firoozabadi" (۱۹۹۵) ارائه شده است. یکی از مناسبترین این مدلها توسط "Shinta-Firoozabadi" (۱۹۹۵) بصورت زیر ارائه شده است:

$$Z^{ch} = \frac{\xi x_a}{\sqrt{\xi + \left(\frac{RT k x_a}{v} \right) + \beta \left(\frac{RT k x_a}{v} \right)^2}} + 1 - x_a \quad (94-2)$$

در معادله فوق، β و ξ مقادیر ثابت می‌باشند ($\beta = 1/0.6$ و $\xi = 0/0005$). همچنین ثابت تعادلی جزء وابسته (k) بصورت زیر تعیین می‌شود:

$$Lnk = \frac{1}{R} \left(\frac{-\Delta H}{T} + \Delta S \right) \quad (95-2)$$

بطوریکه آنتالپی و آنتروپی جزء وابسته بصورت زیر محاسبه می‌شوند:

1- Association Component

$$\Delta H = \Delta H^\circ + \Delta C_p^\circ (T - T^\circ) \quad (96-2)$$

$$\Delta S = \Delta S^\circ + \Delta C_p^\circ \ln\left(\frac{T}{T^\circ}\right) \quad (97-2)$$

در روابط فوق، T° ، دمای مرجع و برابر $273/150^k$ می باشد. همچنین مقادیر ΔH° ، ΔS° ، P_c و T_c برای جزء وابسته، بر مبنای معادله حالت $P.R$ ، از جدول (۹-۲) مشخص می شوند.

جدول ۹-۲: پارامترهای وابسته مورد نیاز برای معادله حالت (۱۹۷۶) "Peng-Robinson"

P_c (MPa)	T_c ($^{\circ}k$)	ω	ΔH (kJ/mole)	ΔS (J/mole. $^{\circ}k$)	ΔC_p (J/mole. $^{\circ}k$)
۲۳/۳۰۵	۳۹۱	۰/۰۴	-۲۶/۶۴۱	-۹۳/۴۹	۰

با تلفیق معادلات حالت $P.R$ و معادله (۹۴-۲)، معادله زیر برای محاسبه ضریب تراکم پذیری جزء وابسته بدست می آید (۱۹۹۵ "Shinta-Firoozabadi"):

$$Z = \frac{Pv}{RT} = \frac{v}{v-b} - \frac{a\alpha v}{RT(v^2 + 2bv - b^2)} + \frac{\zeta x_a}{\sqrt{\zeta + \left(\frac{RTkx_a}{v}\right)^2} - x_a} \quad (98-2)$$

بنابراین برای محاسبه ضریب تراکم پذیری جزء وابسته (Z)، باید معادله فوق را بر حسب حجم مولی (v) مرتب نموده و با استفاده از روش‌های مناسب، مقدار صحیح ζ و نتیجتاً Z را تعیین نمود. لازم بذکر است که معادله مرتب شده (۹۸-۲) بر حسب v ، یک چند جمله‌ای درجه ششم می باشد که با حذف ریشه‌های پیچیده و منفی، دارای سه ریشه می باشد بطوریکه کوچکترین ریشه واقعی (بزرگتر از مقدار b) مربوط به فاز مایع و بزرگترین ریشه واقعی (کمتر از حجم مولی گاز ایده‌آل) مربوط به فاز گاز خواهد بود ("Wenzel-Krop", ۱۹۹۰).

باید توجه داشت در هنگام استفاده از معادلات حالت وابسته^۱، مقادیر ضرایب فوگاسیته اجزای

1- Association Equation of State

وابسته (نظیر آب) در هر یک از فازها از رابطه زیر محاسبه می‌شوند (Anderko, ۱۹۹۱):

$$\ln(\phi_i Z) = \ln(\phi_i^{ph} Z^{ph}) + \ln(\phi_i^{ch} Z^{ch}) \quad (99-2)$$

در معادله فوق، مقادیر ضرایب فوگاسیته فیزیکی (ϕ_i^{ph}) با استفاده از یک معادله حالت مناسب، نظیر معادله حالت "Peng-Robinson" (۱۹۷۶)، قابل محاسبه است در حالیکه مقادیر ضرایب فوگاسیته شیمیایی (ϕ_i^{ch}) با استفاده از روابط زیر، محاسبه می‌شوند (Anderko, ۱۹۹۱):

برای $C > 0$:

$$\ln\phi_i^{ch} = \zeta^{1/5} \left[.15 \ln E - \frac{AD}{C^{1/5}} + \frac{E - \zeta^{1/5}}{E} \right] + (.1 - \zeta^{1/5}) \ln(v) - \ln Z^{ch} \quad (100-2)$$

برای $C < 0$:

$$\ln\phi_i^{ch} = \zeta^{1/5} \left[.15 \ln E - \frac{AD}{C^{1/5}} \ln\left(\frac{F - x_a - C^{1/5}}{F + x_a - C^{1/5}}\right) + \frac{E - \zeta^{1/5}}{E} \right] + (.1 - \zeta^{1/5}) \ln(v) - \ln Z^{ch} \quad (101-2)$$

در روابط فوق، ضرایب A و F بصورت زیر تعریف می‌شوند:

$$A = RTK \quad (102-2)$$

$$B = \beta(RTK)^{\gamma} \quad (103-2)$$

$$C = 4\zeta^{1/5} B - A^{\gamma} \quad (104-2)$$

$$D = \tan^{-1}\left(\frac{2\zeta^{1/5}v + Ax_a}{x_a C^{1/5}}\right) - 2\tan^{-1}(1) \quad (105-2)$$

$$E = \zeta^{1/5} + \frac{Ax_a}{v} + \frac{Bx_a^{\gamma}}{v^{\gamma}} \quad (106-2)$$

$$F = 2\zeta^{1/5}v + Ax_a \quad (107-2)$$

۴-۳-۲- دستورالعمل نحوه انجام محاسبات تبخیر ناگهانی

در شکل (۷-۲)، یک دستورالعمل رایانه‌ای ارائه شده است. این دستورالعمل، اولین اجرای محاسبات VLE را بر مبنای مقادیر تخمینی k نشان می‌دهد. ترکیبات منتج شده برای هر فاز

برای تعیین ریشه‌های معادلات درجه سوم ضرایب تراکم پذیری هر یک از فازها مورد استفاده قرار گرفته و از ریشه‌های مناسب Z_1 و Z_V برای محاسبه ضرایب فوگاسیته و تصحیح مقادیر K_i استفاده می‌شود. برای بدست آوردن همگرایی مورد نظر روی مقادیر K_i ، لازم است عمل جایگزینی مستقیم مقادیر K_i اصلاح شده بجای مقادیر K_i تخمینی، مکرراً صورت گیرد. اولین تخمین مقادیر K_i به ازای مقادیر پایین فشار سیستم، با استفاده از رابطه Wilson (۱۹۶۸) بصورت زیر بدست می‌آید:

$$K_{i\text{est}} = \frac{\text{EXP} \left[5/37(1-\omega_i) \left(1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right]}{P/P_{ci}} \quad (10.8-2)$$

همچنین برای مقادیر بالای فشار سیستم، مقادیر تخمینی K_i از رابطه Whitson-Torop (۱۹۸۱) بصورت زیر بدست می‌آید:

$$K_{i\text{est}} = \left[\frac{P_{ci}^{A-1}}{P_K} \right] \left(\frac{P_{ci}}{P} \right) \text{EXP} \left[5/37A(1+\omega_i) \left(1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right] \quad (10.9-2)$$

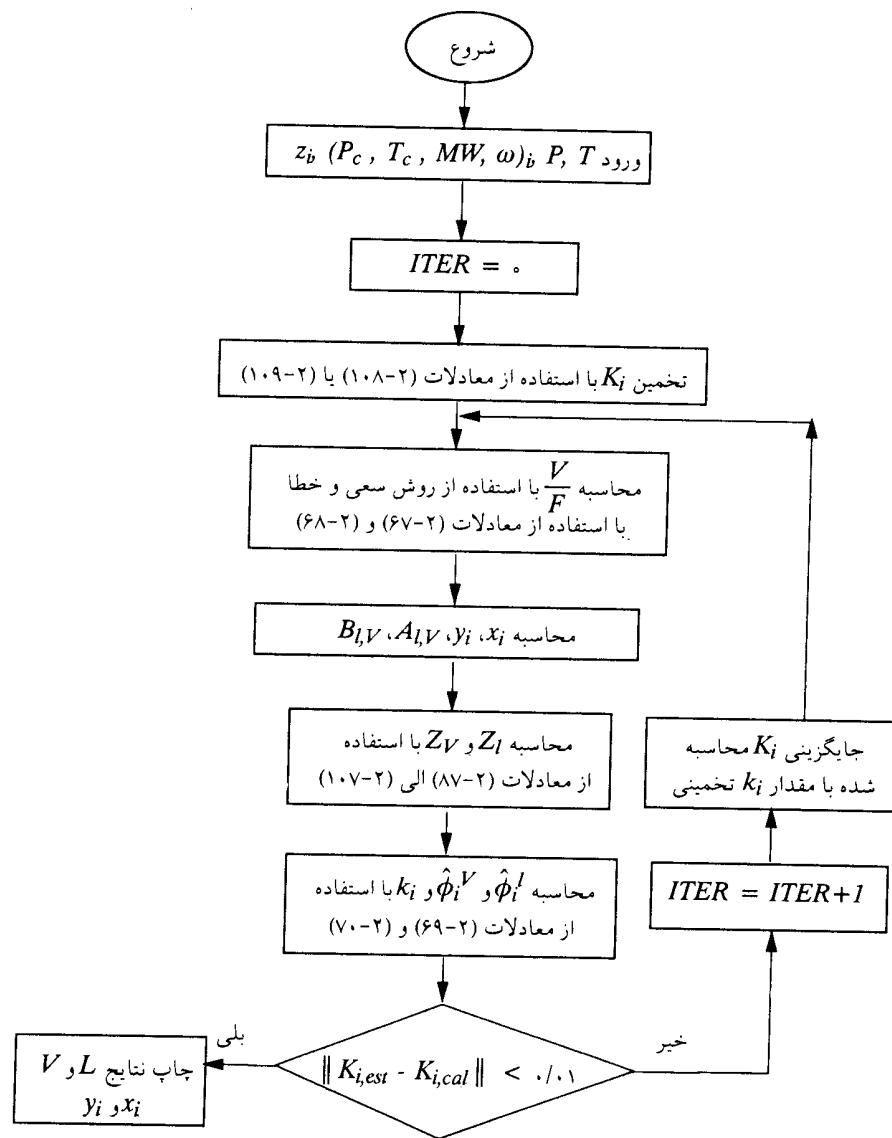
که در آن:

$$A = 1 - \left(\frac{P - 14/7}{P_K - 14/7} \right)^{1/6}$$

در روابط فوق، P و T بترتیب فشار و دمای سیستم و P_K فشار همگرایی سیستم می‌باشند. یکی از روش‌های محاسبه P_K ، استفاده از رابطه Standing (۱۹۷۷) می‌باشد که بصورت زیر ارائه می‌شود:

$$P_K = 90(MW_{C_V^+}) - 4200$$

بطوریکه $MW_{C_V^+}$ یک جرم مولکولی جزء C_V^+ می‌باشد.



شکل ۲-۷: روند نمای نحوه انجام محاسبات تبخیر ناگهانی تعادل مایع - بخار (Beggs-Brill, ۱۹۹۱)

شایان ذکر است که در هنگام انجام محاسبات تغیر ناگهانی، لحاظ نمودن شرایط زیر منجر به عدم موفقیت در انجام صحیح محاسبات می‌شود:

- ۱- انجام محاسبات در خارج از محدوده نمودار فازی ترسیم شده برای آن سیستم موجود.
- ۲- استفاده از روش‌های پیش‌بینی کننده مقادیر نسبتها در خارج از منطقه دوفازی موجود برای آن سیستم.
- ۳- عدم تعیین دقیق جزء C^+ در سیستم موجود.

۴-۳-۵- تعیین فشار نقطه شبند و حباب

فشار نقطه حباب^۱ (P_b)، فشاری است که در آن، اولین حبابهای گازی شکل تشکیل می‌شوند. از آنجاکه در نقطه حباب، $x_i = z_i = 0$ می‌باشد، بنابراین در نقطه حباب، رابطه (۶۴-۲) بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$y_i = x_i k_i = z_i k_i \quad (110-2)$$

بنابراین برای محاسبه فشار نقطه حباب، شرایط زیر باید توأمًا برقرار باشند:

$$\sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n z_i k_i = 1 \quad (111-2)$$

همچنین فشار نقطه شبند^۲ (P_d)، فشاری است که در آن، اولین حبابهای مایع تشکیل می‌شوند. از آنجاکه در نقطه شبند، $y_i = z_i = L$ می‌باشد، بنابراین در نقطه شبند، رابطه (۶۳-۲) بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$x_i = \frac{z_i}{k_i} \quad (112-2)$$

لذا برای محاسبه فشار نقطه شبند، شرایط زیر باید توأمًا برقرار باشند:

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n \frac{z_i}{k_i} = 1 \quad (103-2)$$

1- Bubble Point

2- Dew point

اصول طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

لازم به ذکر است که فشارهای نقاط حباب و شبنم می‌توانند بوسیله روش تکراری سعی و خطا محاسبه شوند. بطوریکه در این روش، فشارهای متعددی حدس زده می‌شوند تا اینکه در یک فشار معین، مقادیر k_i بدست آمده بتوانند در شرایط ارائه شده در معادلات (۱۱۱-۲) و (۱۱۳-۲) صدق نمایند.

همچنین برای تعیین نواحی تک فازی و دوفازی سیستم می‌توان از شرایط زیر استفاده نمود:

الف- اگر $\sum_{i=1}^n \frac{z_i}{k_i} > 1$ باشد، بنابراین فشار مورد نظر بین فشار نقطه حباب و فشار نقطه شبنم (P_d) قرار داشته و سیال در ناحیه دو فازی قرار دارد.

ب- اگر $\sum_{i=1}^n z_i k_i < 1$ باشد، بنابراین $P_b > P$ بوده و سیال در ناحیه تک فازی مایع قرار دارد.
 ج- اگر $\sum_{i=1}^n \frac{z_i}{k_i} < 1$ باشد، بنابراین $P_d < P$ بوده و سیال در ناحیه تک فازی گاز قرار دارد.

شایان ذکر است که در هنگام تعیین نقاط حباب و شبنم برای یک سیستم هیدرولیکوری، لحاظ نمودن نکات زیر منجر به عدم موفقیت در انجام صحیح محاسبات مذکور می‌شود:

- ۱- نامناسب بودن فرض اولیه برای تعیین مقادیر دما و فشار نقاط حباب و شبنم که منجر به افزایش تعداد مراحل تکراری سعی و خطا می‌شود.
- ۲- عدم دقت کافی در تعیین نواحی سیال
- ۳- تعریف نادرست متغیرهای وابسته و مستقل در انجام محاسبات

۴-۲- مقایسه بین مدل‌های سیال ترکیبی و غیر ترکیبی

با بررسی مدل‌های سیال ترکیبی و غیر ترکیبی، نتایج زیر حاصل می‌شود:

- ۱- در هنگام استفاده از مدل سیال ترکیبی از آنجائیکه مقادیر نسبتهاي تعادلی (k_i) تابعی از دما و فشار سیستم می‌باشد، لذا روند نمای تعیین ترکیب درصد، خواص سیال و انجام محاسبات تعیین دما - فشار، پیچیده و بصورت تکراری می‌باشد. بنابراین می‌توان

نتیجه‌گیری نمود که استفاده از مدل ترکیبی احتیاج به زمان بیشتری در مقایسه با مدل غیر ترکیبی خواهد داشت.

۲- معمولاً مدل سیال ترکیبی در مقایسه با مدل سیال غیر ترکیبی، از دقت بالایی در انجام محاسبات تعیین خواص سیال برخوردار است. زیرا روابط تجربی مربوط به تعیین خواص سیال با استفاده از مدل غیر ترکیبی تنها به کاربرد در شرایط خاص عملیاتی محدود می‌باشند در حالیکه مدلسازی سیال ترکیبی از جامعیت بیشتری در تعیین خواص سیال برخوردار است.

با در نظر گرفتن نکات فوق، برای محاسبه خواص سیالات چندفازی، عموماً از مدل سیال ترکیبی استفاده می‌شود (Campbell, ۱۹۹۲).

$$\checkmark N_{Re} = \frac{\rho \cdot D}{\mu}$$

✓ در جیان دعظام، بهای مخصوص آن را نیز رُم بولان نویسند. عدد N_{Re} مخصوص می شود که عکدام از عارضهای پنهانی در خطوط ابزارهای را زد.

$$\checkmark N_{Fr} = \sqrt{\frac{V_m^2}{Dg}} \rightarrow V_{SL} = V_m \cdot \sqrt{g}$$

فصل سوم

تعیین شرایط عملیاتی خطوط لوله انتقال

جريانهای دوفازی

۱-۳- مقدمه

برای محاسبه پارامترهای مهم طراحی خطوط لوله جریانهای دوفازی، نظری تغییرات فشار، میزان مایع تجمع یافته و نرخ حجمی هر یک از فازها، احتیاج به تعیین خواص سیالات دوفازی و در نتیجه تعیین شرایط عملیاتی مطمئن درون خطوط لوله انتقال جریان می باشد. متداولترین روش برای این منظور، تقسیم کردن طول خط لوله جریان به قطعه های کوچکتر فرضی و محاسبه شرایط جریان به ازای مقادیر میانگین دما و فشار برای آن قطعه از خط لوله می باشد. بنابراین نحوه توزیع دما و فشار درون خطوط لوله جریان به جهت تجزیه و تحلیل اغلب مسائل جریان دوفازی، ضروری بنظر می رسد.

۲-۳- توزیع دما

هنگامیکه سیالات گرم مخازن نفتی از درون چاه خارج می شوند، دمای سیال در بالای چاه و در

1- Segment

طول خط لوله انتقال جریان، بتدریج کاهش می‌یابد. علت سرد شدن دمای سیال می‌تواند ناشی از مبادله حرارت سیال با محیط، تغییر فاز سیال از مایع به گاز و شتاب سیال درون خط لوله باشد. از آنجا که دمای سیال روی نسبت فازها و خواص فازهای در حال جریان اثر می‌گذارد، لازم است که مقادیر دما و فشار در کلیه نقاط مسیر جریان، محاسبه شود. ساده‌ترین روش برای این منظور، فرض نمودن یک تغییر دمای ثابت در طول خط لوله می‌باشد. این فرض برای اکثر خطوط لوله جریان دو فازی، مناسب می‌باشد. بنابراین دما در هر نقطه در طول خط لوله جریان محاسبه شده و محاسبات افت فشار نیز بسادگی انجام می‌شوند. لازم به ذکر است که برای محاسبه تغییرات دمای جریان در طول مسیر، ممکن است یکی از دو دمای سیال ورودی و یا خروجی از خط لوله، معلوم و نامعلوم باشد.

۳-۲-۱- توزیع درجه حرارت نامعلوم در خطوط لوله

برای پیش‌بینی تغییرات دما^۱ در طول خط لوله، اگر هم دمای ورودی و هم دمای خروجی جریان سیال نامعلوم باشد، یک روش دقیق جهت تعیین توزیع دمای سیال، محاسبه مقدار حرارت مبادله شده بین سیال و محیط اطراف خط لوله می‌باشد. برای سیالاتی مانند هیدرولیکورهای فرار که سریعاً تبخیر می‌شوند و یا گازهایی که شتاب خیلی زیادی درون خط لوله دارند، توزیع دمای سیال بشدت به توزیع فشار در طول جریان بستگی داشته و لذا ضروری است که توزیع دما بطور ضمنی با فشار سیال، با استفاده از معادله عمومی انرژی، محاسبه شود. برای این منظور شکل دیفرانسیلی معادله انرژی را با فرض این که کاری روی سیال و یا توسط سیال انجام نشود، می‌توان بصورت زیر بیان نمود ("Beggs-Brill", ۱۹۹۱) :

$$du + d\left(\frac{P}{\rho}\right) + \frac{VdV}{g_c} + (g/g_c) dz + dq = 0 \quad (1-3)$$

لازم به ذکر است که برای انجام محاسبه انتقال حرارت، معادله انرژی مکانیکی فوق بایستی بصورت معادله حاصل از موازنۀ حرارتی نوشته شود. برای این منظور از تعریف آنتالپی ویژه

1- Temperature profile

سیال (به ازای واحد جرم) بصورت زیر استفاده می‌شود:

$$h = u + \frac{p}{\rho} \quad (2-3)$$

با تلفیق معادلات فوق الذکر و در نظر گرفتن ثابت انرژی مکانیکی (j)، معادله دیفرانسیلی حاصل از برقراری موازنۀ انتقال حرارت سیستم، بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$\frac{dh}{dL} = \frac{-VdV}{jg_c dL} - (g/j g_c) \sin\theta - \frac{dq}{dL} \quad (3-3)$$

در رابطه فوق، L و θ بترتیب طول و زاویه خط لوله با سطح افقی می‌باشند. همچنین ثابت زدر سیستم انگلیسی برابر $778 \text{ lb}_m \text{ ft/Btu}$ می‌باشد.

باید توجه داشت که گرمای تلف شده سیال (به ازای واحد طول لوله) از رابطه زیر تعیین می‌شود ("Beggs-Brill", ۱۹۹۱):

$$\frac{dq}{dL} = \frac{U(\pi D)}{m_m} (\bar{T} - \bar{T}_s) \quad (4-3)$$

لذا با تلفیق معادلات (۳-۳) و (۴-۳) و با در نظر گرفتن این که $dz = dL \cdot \sin\theta$ می‌باشد، معادله انتگرالی حاصل از برقراری موازنۀ حرارتی سیستم بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$\Delta h = \frac{-V^2}{2j \cdot g_c} - (g/j \cdot g_c) \Delta Z - \frac{U(\pi D)L}{m_m} (\bar{T} - \bar{T}_s) \quad (5-3)$$

باید توجه داشت که در معادله (۵-۳)، اولین جمله سمت راست معادله فوق الذکر، مربوط به تغییرات انرژی سیال ناشی از تغییرات انرژی جنبشی می‌باشد که عموماً در بیشتر اوقات از آن جمله صرفنظر می‌شود. اما چنانچه یک فاز تراکم پذیر بوده و در فشارهای نسبتاً کم وجود داشته باشد، می‌تواند با اهمیت فرض شود. برای در نظر گرفتن مقدار مذکور باید در نظر داشت که مطابق معادله (۱-۴۳) می‌توان نوشت:

$$\frac{1}{\rho} \left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} = \frac{VdV}{g_c \cdot dL} \quad (6-3)$$

از طرفی همانگونه که در فصول پنجم، ششم و هفتم توضیح داده خواهد شد، افت فشار ناشی از شتاب سیال معمولاً بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\frac{1}{\rho} \left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} = \left(\frac{V_m V_{sg}}{g_c \cdot P} \right) \frac{dP}{dL} \quad (7-3)$$

با در نظر گرفتن دو معادله (۶-۳) و (۷-۳) می‌توان نوشت:

$$\frac{V dV}{g_c \cdot dL} = \left(\frac{V_m V_{sg}}{g_c \cdot dL} \right) \frac{dP}{P} \quad (8-3)$$

لذا با تلفیق معادلات (۵-۳) و (۸-۳) می‌توان معادله انتگرالی حاصل از موازنی حرارتی سیال را بصورت زیر نیز نوشت:

$$\Delta h = \left(\frac{-V_m V_{sg}}{j \cdot g_c} \right) \frac{\Delta P}{P} - (g/j \cdot g_c) \Delta Z - \frac{U(\pi D)L}{m_m} (\bar{T} - \bar{T}_s) \quad (9-3)$$

بنابراین با استفاده از معادله فوق الذکر و با انجام محاسبات تکراری سعی و خطأ، ارائه شده در روندnamای شکل (۱-۳)، می‌توان دمای میانگین سیال را در هر طول دلخواه ΔL از خط لوله جریان دو فازی محاسبه نمود.

۲-۲-۳- محاسبه ضریب کلی انتقال حرارت

معمولًاً اتفاق گرمای سیال جاری درون خط لوله، ناشی از روش‌های مختلف انتقال حرارت و متأثر از موقعیت قرار گرفتن خط لوله صورت می‌پذیرد بطوری که برای خطوط لوله‌ای که روی زمین قرار گرفته‌اند، اتفاق گرمای سیال توسط انتقال حرارت جابجایی از سیال به دیواره لوله، بوسیله انتقال حرارت هدایتی میان دیواره لوله و مواد عایق اطراف لوله و نیز انتقال حرارت جابجایی و تشعشع حرارت از مواد عایق به هوا می‌باشد. برای چاههای نفت و گاز، اتفاق گرما برتریب بوسیله انتقال حرارت جابجایی از سیال به دیواره لوله و از طریق انتقال حرارت هدایتی از میان لوله و مواد پرکننده اطراف لوله (سیمان و ...) به لوله بیرونی و توسط انتقال حرارت

هدایتی بین جداره خارجی لوله‌های بیرونی و صخره‌های سنگ دیواره چاه می‌باشد بنابراین ضریب کلی انتقال حرارت بصورت معکوس مجموع تمام مقاومتهای موجود در برابر انتقال حرارت بیان می‌شود. به عبارت دیگر (Pipe-Phase Input Manual, ۱۹۹۲) :

$$U = \frac{1}{R_f + R_p + R_g} \quad (10-3)$$

محاسبه مقاومت انتقال حرارت جابجایی بین سیال و دیواره لوله (R_p) در جریان دو فازی، به علت وابستگی به شرایط جریان و پارامترهای جریان تک فازی، بسیار پیچیده است، به عبارت دیگر:

$$R_f = \frac{D_i}{K_f N_{Nu}} \quad (11-3)$$

در رابطه فوق، D_i قطر داخلی لوله و K_f ضریب هدایت حرارتی سیال می‌باشد. همچنین عدد بدون بعد ناسلت (N_{Nu}) بستگی به مشخصات جریان (متلاطم، آرام یا گذرا) داشته و معمولاً به صورت یک رابطه تجربی بر حسب سه گروه بدون بعد عدد رینولدز (N_{Re})، عدد گراش (N_{Gr}) و عدد پرانتل (N_{Pr}) بیان می‌شود. در اکثر مسائل جریان دو فازی، جریان سیال متلاطم می‌باشد. در این حالت، عدد ناسلت توسط رابطه زیر تعیین می‌شود ("Beggs-Brill", ۱۹۹۱) :

$$N_{Nu} = 0.027 N_{Re}^{0.8} N_{Pr}^{0.33} \quad (12-3)$$

که در آن:

$$N_{Re} = \frac{(\rho_l \lambda_l + \rho_g \lambda_g)(V_{sl} + V_{sg})(D_i)}{\lambda_l \mu_l + \lambda_g \mu_g} \quad (124/016) \quad (13-3)$$

در رابطه فوق:

μ_l و μ_g : گرانوی مایع و گاز بر حسب C.P (سانتری پوایز)

D_i : قطر داخلی لوله جریان بر حسب inch

همچنین:

$$N_{Pr} = \frac{C_p \cdot \mu}{K_f} \quad (14-3)$$

میزان مقاومت در برابر انتقال حرارت هدایتی از میان دیواره لوله و پوشش لوله (که از چند لایه تشکیل شده است) (R_p ، معمولاً در شرایط پایدار، شعاعی و یک بعدی جریان، بصورت رابطه زیر بیان می‌شود (Pipe-Phase Input Manual, ۱۹۹۲) :

$$R_p = \frac{D \sum_{j=1}^n \frac{1}{K_j} \ln \left(\frac{D_j}{D_{j-1}} \right)}{24} + \frac{D \ln \left(D_o/D_i \right)}{24 K_p} \quad (15-3)$$

بطوریکه در رابطه فوق:

D = قطر مرجع که U بر آن منبا تعريف شده است, in

K_j = ضریب هدایت حرارتی لایه j ام $Btu/(hr.ft.^{\circ}F)$

D_j = قطر خارجی لایه j ام, ft

D_{j-1} = قطر داخلی لایه j ام, ft

D_o = قطر خارجی لوله جریان, ft

D_i = قطر داخلی لوله جریان, ft

K_p = ضریب هدایت حرارتی لوله, $Btu/(hr.ft.^{\circ}F)$

میزان مقاومت انتقال حرارت هدایتی بین جداره خارجی لوله و زمین (R_g) در حالت انتقال حرارت پایدار، توسط رابطه Neher (۱۹۴۹) بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$R_g = \frac{\ln \left[\left(2D_c + (4D_c^2 - D_t^2)^{1/2} \right)^{1/2} / D_t \right]}{24 K_g / D} \quad (16-3)$$

در رابطه فوق:

D = قطر خط لوله

D_c = عمق از بالای زمین تا مرکز لوله, ft

D_t = قطر لوله به همراه عایق, ft

K_g = ضریب هدایت حرارتی زمین, $Btu/(hr.ft.^{\circ}F)$

همچنین R_g برای حالت انتقال حرارت ناپایدار، بوسیله رابطه زیر تعیین می‌شود
("Beggs-Brill", ۱۹۹۱)

$$R_g = \frac{f(t)}{24K_g/D} \quad (17-3)$$

در رابطه فوق، $f(t)$ تابع وابسته به زمان بوده و برای شرایط پایدار جریان و مدت زمانهای یک هفته یا بیشتر، بوسیله رابطه زیر تعیین می‌شود ("Beggs-Brill", ۱۹۹۱)

$$f(t) = -Ln \left(\frac{D_{co}}{4\sqrt{\alpha t}} \right) - 0.29 \quad (18-3)$$

معمولًا مقادیر $f(t)$ بین ۰/۵ و ۰/۰ می‌باشد.

در رابطه فوق:

D_{co} = قطر خارجی مواد پوشاننده لوله، in

α = ضریب نفوذ حرارتی زمین

t = زمان سپری شده از لحظه‌ای که بهره‌برداری از چاه، آغاز می‌شود.

در اکثر محاسبات طراحی خطوط لوله انتقال جریان دوفازی (برای لوله‌های مدفون در زمین و یا چاههای نفتی)، مقاومت انتقال حرارت هدایتی بین مواد پوشش دهنده لوله و زمین (R_g) عمده‌تاً [بیشترین] مقاومت ممکن در برابر انتقال حرارت می‌باشد. همچنین ضریب کلی انتقال حرارت (U) می‌تواند مقادیر مختلفی می‌تواند داشته باشد. برای لوله‌های عایق مدفون شده در زمین، مقدار ضریب کلی انتقال حرارت در حدود $1 Btu/(hr.ft^2.F)$ و برای لوله عایق بندی نشده و روی زمین، مقدار ضریب کلی انتقال حرارت بیش از $100 Btu/(hr.ft^2.F)$ می‌باشد. معمولاً ضریب کلی انتقال حرارت برای لوله‌های مدفون در زمین در حدود $0.4 Btu/(hr.ft^2.F)$ فرض می‌شود.

۳-۲-۳- توزیع درجه حرارت معلوم در خطوط لوله

برای پیش‌بینی تغییرات دمای سیال جاری در خطوط لوله انتقال جریان دوفازی اگر یکی از دو دمای ورودی یا خروجی سیال مشخص باشد، می‌توان بدون استفاده از روش‌های تکراری سعی و خطأ، توزیع دما را در شرایط پایدار در نقاط مختلف مسیر جریان پیش‌بینی نمود. برای این منظور با استفاده از تلفیق معادلات (۱-۳)، (۲-۳) و (۴-۳) می‌توان نوشت:

$$\frac{dh}{dx} + \frac{VdV}{g_c} + (g/g_c)dz + \frac{U(\pi D)}{\dot{m}_m} (\bar{T} - \bar{T}_s) = 0 \quad (19-3)$$

همچنین با استفاده از قوانین ترمودینامیک کلاسیک، می‌توان تغییرات آنتالپی ویژه سیال را بصورت زیر نوشت:

$$dh = C_p dT - \eta C_p dP \quad (20-3)$$

در رابطه فوق، ضریب ژول- تامسون (η) بصورت زیر تعریف می‌شود:

$$\eta = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_h \quad (21-3)$$

لذا با تلفیق معادلات (۱۹-۳) و (۲۰-۳) می‌توان نوشت:

$$C_p \left(\frac{dT}{dx} \right) + \eta C_p \left(\frac{dP}{dx} \right) + \frac{VdV}{g_c} + (g/g_c)dz + \frac{U(\pi D)}{\dot{m}_m} (\bar{T} - \bar{T}_s) = 0 \quad (22-3)$$

لازم بذکر است که در اکثر اوقات، اثرات تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل سیال، ناچیز فرض می‌شود. در این صورت رابطه فوق بصورت زیر نوشه می‌شود:

$$\frac{dT}{dx} = -a(\bar{T} - \bar{T}_s) + \eta \left(\frac{dP}{dx} \right) \quad (23-3)$$

که در آن رابطه:

$$a = \frac{U(\pi D)}{\dot{m}_m C_p} \quad (24-3)$$

بنابراین با حل تحلیلی معادله (۲۳-۳)، البته با مشخص بودن مقادیر U ، C_p ، η و همچنین تغییرات افت فشار در طول خط لوله جریان دو فازی، می‌توان توزیع دمای سیال در طول خط لوله را در شرایط پایدار، محاسبه نمود. برای این منظور باید توجه داشت که بایستی مقادیر C_p و η با استفاده از یک معادله حالت مناسب، تعیین شوند.

با در نظر گرفتن نکات فوق الذکر و با فرض ثابت بودن خواص سیال در شرایط عملیاتی موجود، معادله (۲۳-۳) با استفاده از روش جدادسازی متغیرها بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$dT / \left[\bar{T} - \bar{T}_s + (\eta/a) \left(\frac{dP}{dx} \right) \right] = -a \cdot dx \quad (25-3)$$

معادله فوق با در نظر گرفتن شرایط اولیه جریان یعنی $T_1 = T$ در نقطه $x = 0$ ، بصورت زیر نوشته می‌شود ("Coulter - Bardon", ۱۹۷۹):

$$T_x = \left\{ T_1 - \left[\bar{T}_s + (\eta/a) \left(\frac{dP}{dx} \right) \right] \right\} e^{-ax} + \left[\bar{T}_s + (\eta/a) \left(\frac{dP}{dx} \right) \right] \quad (26-3)$$

همانطورکه از معادله فوق ملاحظه می‌شود در مسافت‌های خیلی طولانی از جریان پایین دست خط لوله، دمای سیال به سمت یک دمای ثابت کمتر از دمای محیط (دمای زمین) نزدیک خواهد شد. همچنین در صورتیکه افت فشار در طول خط لوله و یا قطعه‌ای از خط لوله ناچیز باشد (بطوریکه افت دمای ناشی از انبساط سیال، کم باشد)، معادله فوق بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$T_x = \bar{T}_s + (T_1 - \bar{T}_s) e^{-ax} \quad (27-3)$$

باید توجه داشت که در برقراری معادله (۲۶-۳)، علاوه بر صرفنظر کردن از اثرات تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل سیال، از پذیده تبدیل فازها به یکدیگر در طول خط لوله نیز چشم پوشی شده است. لذا در مواردی که نتوان از فرضیات فوق الذکر استفاده نمود، بایستی از معادله ارائه شده Papay (۱۹۸۶) جهت تعیین توزیع دمای سیال در شرایط پایدار، بصورت زیر استفاده نمود:

$$T_x = \frac{\left[\bar{T}_s + \frac{C_r}{C_v} - (C_1 C_h) / \left(C_r (C_v + C_r) \right) \right] C_1^{(C_r/C_v)}}{(C_1 + C_r x)^{C_r/C_v}}$$

$$-\frac{C_r + C_5 x}{C_r} + \frac{C_5(C_1 + C_3 x)}{C_r(C_r + C_r)} \quad (28-3)$$

در رابطه فوق، مقادیر C_1 الی C_5 بصورت زیر محاسبه می شوند:

$$C_1 = y_1 C_{P_l} + (1 - y_1) C_{P_V} \quad (29-3)$$

$$C_r = \frac{U}{\dot{m}_m} \quad (30-3)$$

$$C_r = (y_r - y_1) (C_{P_l} - C_{P_V}) / L \quad (31-3)$$

$$\begin{aligned} C_5 = & \frac{P_1 - P_r}{L} [y_1 C_{P_l} \eta_l + (1 - y_1) C_{P_V} \eta_V] + \frac{y_r - y_1}{L} Q \\ & + \left(\frac{V_r - V_1}{L} \right) V_1 + \frac{g \Delta z}{L} \cdot \left(\frac{U(\pi D)}{\dot{m}_m} \right) T_1 \end{aligned} \quad (32-3)$$

$$C_5 = \frac{(y_r - y_1)(P_1 - P_r)}{L^r} (C_{P_l} \eta_l - C_{P_V} \eta_V) + \frac{V_r - V_1}{L} \quad (33-3)$$

در روابط فوق، زیرنویسهای ۱ و ۲ بترتیب ابتدا و انتهای خط لوله را مشخص نموده (بجز زیرنویس‌های مربوط به C) و زیرنویسهای ۷ و ۱۷، بترتیب فاز مایع و بخار را نشان می‌دهند. زیرنویس که Papay (۱۹۸۶) برای بدست آوردن معادله (۲۸-۳) فرض نمود که میزان لازم به ذکر است که فشار، نرخ جریان و تبدیل فازها، تابع خطی از فاصله سیال تا ابتدای خط لوله (x) باشد. لذا این فشار، نرخ جریان و تبدیل فازها، تابع خطی از فاصله سیال تا ابتدای خط لوله (x) باشد. معادله فقط برای قطعات کوچک از خط لوله جریان، دقیق می‌باشد.

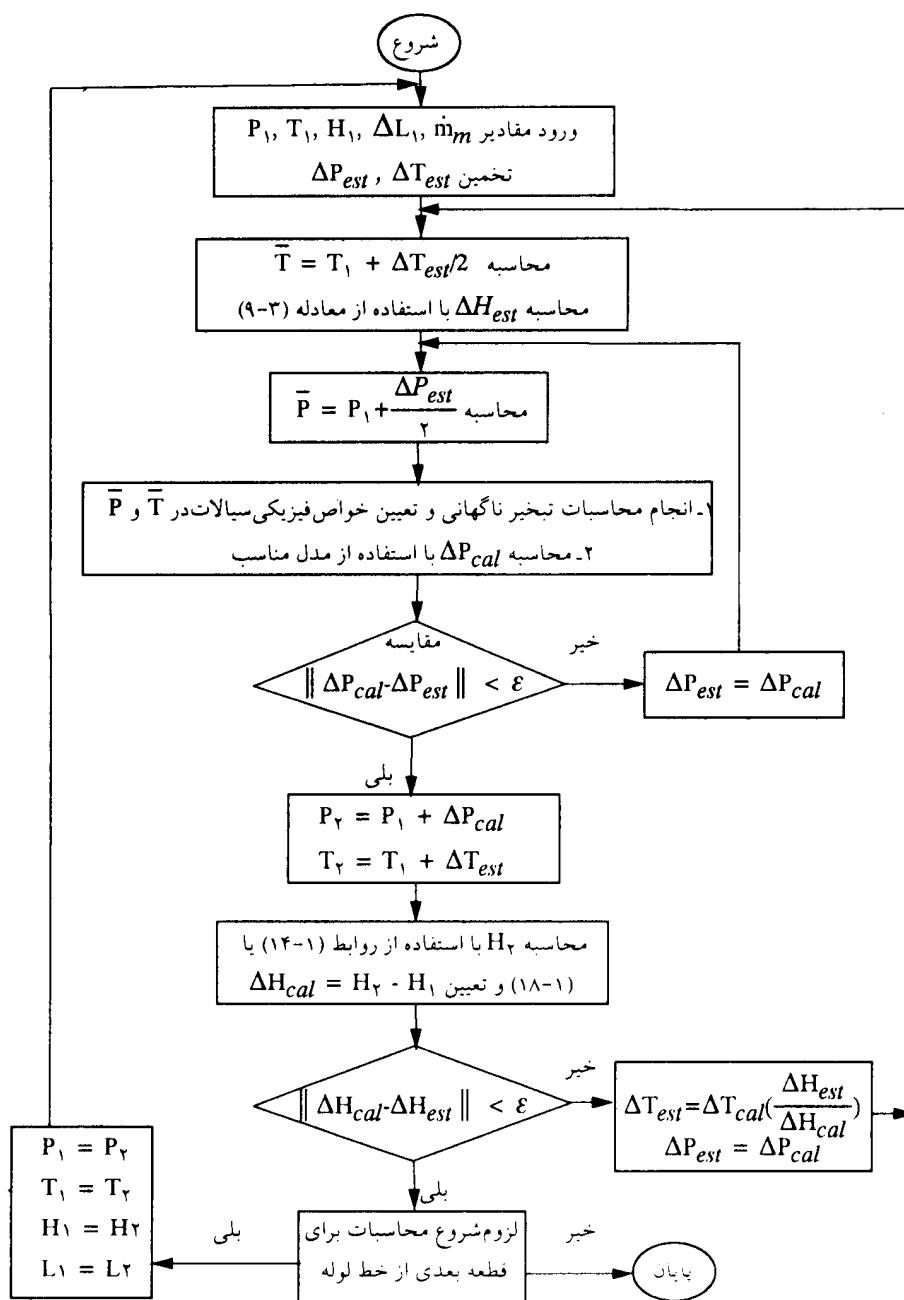
۳-۳-محاسبه تغییرات دما و فشار در طول خطوط لوله جریان دوفازی

برای حل اغلب مسائل جریان دوفازی از جمله محاسبات تغییرات فشار و دما در طول خط لوله، نیاز به دانستن مقادیر فشار و سرعت حجمی جریان ورودی یا خروجی از خط لوله می‌باشد. از آنجاکه روابط افت فشار و نیز روابط حاصل از موازنۀ انرژی (برای تعیین تغییرات دما و فشار) وابسته به خواص فازی هستند، بنابراین محاسبات لازم برای پیش‌بینی توزیع دما و

فشار در طول خطوط لوله، دارای الگوریتمهای تکراری سعی و خطای باشد بطوریکه به منظور تعیین خواص فازی جریان، فشار و دما در هر نقطه از خطوط لوله باید مشخص باشند. برای انجام محاسبات تکرار و در نتیجه تعیین تغییرات دما، فشار در طول خط لوله جریان، ابتدا خط لوله به چندین قطعه تقسیم می‌شود. محاسبه طول قطعه باید طوری انجام شود که خواص سیال در طول آن قطعه تغییر نکند. سپس تعییرات دما، فشار و خواص سیال در شرایط میانگین دما و فشار (با توجه به شبیه خط لوله) مطابق با الگوریتم بیان شده در شکل (۱-۳) ارزیابی می‌شوند. باید توجه داشت بکار بردن تعداد قطعات بیشتر خط لوله، به جهت اعمال خواص فازی، منجر به افزایش دقت محاسبات مربوطه، می‌شود.

در این روش، توزیع دما و فشار در طول خط لوله جریان، بوسیله همگرایی تکراری روی فشار و دمای سیال برای هر قسمت از خط لوله، محاسبه می‌شود. شکل (۱-۳)، الگوریتم تکرار را برای هر قسمت از خط لوله انتقال جریان دو فازی نشان می‌دهد.

با توجه به شکل (۱-۳)، همگرایی بر روی مقادیر دما در قسمتهای خارجی حلقه بوده و همگرایی بر روی مقادیر فشار در قسمت داخلی حلقه می‌باشد. علت این انتخاب بدین جهت است که بهترین و دقیقترین نتایج روش، زمانی حاصل می‌شود که همگرایی ابتدا روی متغیری که کمترین حساسیت را داشته باشد، صورت بگیرد. بطوریکه غالباً آنتالوپی مخلوطهای هیدروکربوری نسبت به دما، حساستر از فشار می‌باشد (Beggs-Brill, ۱۹۹۱).



شکل ۳-۳: روند نمای تغییرات فشار و دما در طول خطوط لوله جریان دوفازی (Pipe-Phase Input Manual, ۱۹۹۲)

الگوریتم ارائه شده در شکل (۱-۳) از ۸ مرحله بشرح زیر تشکیل شده است:

مرحله اول: در این مرحله، خط لوله به تعداد مشخصی قطعه با طول معین (ΔL) تقسیم می شود. سپس نرخ جرمی جریان دو فازی (\dot{m}_m)، فشار پایین دست جریان در اولین قطعه (P_1)، دما و آنتالپی جریان دوفازی در ورودی به اولین قطعه (H_1, T_1 ، مشخص شده و مقادیر تخمینی افت فشار (ΔP_{est}) و افت دما (ΔT_{est}) در طول اولین قطعه انتخاب می شوند.

مرحله دوم: با مشخص بودن افت دمای تخمینی (ΔT_{est}) و دمای سیال در ابتدای اولین قطعه (T_1 ، دمای میانگین سیال در طول آن قطعه (\bar{T}) محاسبه شده و سپس توسط معادله حاصل از موازنی انرژی (معادله ۳-۹)، تغییرات آنتالپی تخمینی به ازای جرم کل سیال ($\rho_1 H_1$) در طول قطعه مذکور، محاسبه می شود.

مرحله سوم: در این مرحله با استفاده از افت فشار تخمینی مرحله اول و فشار سیال در ابتدای قطعه اول (P_1 ، مقدار فشار میانگین در طول همان قطعه (\bar{P}) محاسبه می شود.

مرحله چهارم: در این مرحله در ابتدا با استفاده از مقادیر فشار و دمای میانگین سیال در طول اولین قطعه، محاسبات تبخیر ناگهانی صورت گرفته تا ترکیب درصد هر یک از فازهای بخار و مایع مشخص شود. سپس خواص سیالات با استفاده از این دما و فشار میانگین، محاسبه می شوند. در نهایت با استفاده از یکی از روابط مناسب محاسبه افت فشار جریان دو فازی درون خطوط لوله، مقدار افت فشار در طول اولین قطعه از خط لوله، تعیین می شود.

مرحله پنجم: در این مرحله، افت فشار محاسبه شده در مرحله چهارم (ΔP_{cal}) با افت فشار تخمینی در مرحله اول، مقایسه می شوند. چنانچه دو مقدار فوق همگرا بودند، به مرحله ششم و در غیر این صورت، با استفاده از یک جایگزینی مناسب ($\Delta P_{est} = \Delta P_{cal}$) به مرحله سوم مراجعه می شود.

مرحله ششم: با استفاده از افت فشار محاسبه شده و افت دمای تخمینی مرحله اول، مقادیر فشار و دما در انتهای قطعه اول (T_2 , P_2) محاسبه می شوند.

مرحله هفتم: در این مرحله با استفاده از معادله حالت مناسب و روابط خاصیت سیال، مقدار آنتالپی سیال دو فازی در شرایط انتهایی قطعه اول (H_2) با استفاده از روابط (۱۴-۱) یا (۱۸-۱) محاسبه شده و سپس تغییر آنتالپی جریان در طول آن قطعه، تعیین می شود.

مرحله هشتم: چنانچه تغییر آنتالپی محاسبه شده در مرحله هفتم (ΔH_{cal}) با تغییر آنتالپی تخمین زده شده از طریق موازن نرژی (ΔH_{est}) مرحله دوم همگرا بودند، محاسبات به اتمام رسیده و دما و فشار (P_2 , T_2) محاسبه شده در مرحله ششم، دما و فشارنهایی در انتهای قطعه مورد نظر می باشند. در غیر این صورت، با استفاده از رابطه $\frac{\Delta H_{est}}{\Delta H_{cal}} = \frac{\Delta P_{est}}{\Delta P_{cal}}$ به مرحله دوم برگشته و محاسبات آنقدر تکرار می شوند تا به همگرایی لازم برسند. این روش برای سایر قطعات خط لوله نیز ادامه می باید بگونه ای که با محاسبه توزیع دما و فشار در خروجی آخرین قطعه، توزیع دما و فشار در طول خط لوله بدقت تعیین می گردد.

باید توجه داشت هنگامی که برای انجام محاسبات تعیین افت فشار، نتوان از روشهای تکراری (به دلیل عدم وجود رایانه) استفاده نمود، یک روش معمول برای انجام این نوع محاسبات، استفاده از منحنی های تغییرات فشار می باشد. این منحنیها فقط برای انجام محاسبات دستی و مطالعات ابتدایی جریان، مورد استفاده قرار گرفته و برای تحلیل دامنه وسیعی از مسائل جریان دو فازی قابل استفاده نمی باشند. توضیحات لازم در ارتباط با تهیه، کاربرد و نحوه استفاده از این منحنی ها برای شرایط مختلف جریان، توسط "Beggs - Brill" (۱۹۹۱) ارائه شده است.

فصل چهارم

الگوهای جریان دو فازی درون خطوط لوله

۱-۴- مقدمه

مهمترین علامت مشخصه جریانهای دو فازی، وجود فصل مشترک بین فازهای گاز و مایع می‌باشد. این فصل مشترک دارای اشکال مختلفی می‌باشد. تقریباً امکان پیدایش یک دامنه نامحدود از فصل مشترکهای مختلف بین دو فاز وجود دارد اما عموماً، تأثیر کشش سطحی بین دو فاز منجر به پیدایش فصل مشترکهای مختلف منحنی شکل شده که نهایتاً تمامی آنها تبدیل به اشکال کروی (نظیر قطره‌ها و حبابها) می‌شوند (Hewitt و ۱۹۷۰).

در حالت کلی با طبقه‌بندی انواع حالات توزیع فصل مشترک بین دو فاز گاز و مایع که اصطلاحاً رژیمهای جریان^۱ یا الگوهای جریان^۲ نامیده می‌شوند، می‌توان به توضیح و تفسیر این نوع جریانها پرداخت. باید توجه داشت که این رژیمهای جریان معمولاً بوسیله موقعیت و شکل هندسی خط لوله، جهت جریان، خواص فیزیکی و شدت جریان هر یک از فازها و شار حرارتی وارد بر دیواره لوله، تحت تأثیر قرار می‌گیرند.

لازم بذکر است که علیرغم کوشش‌های بسیار زیادی که برای طبقه‌بندی انواع رژیمهای جریان دو فازی به عمل آمده است، با این وجود، تمامی این روش‌های بشدت کیفی و اغلب مطابق نقطه نظرات شخصی محققین می‌باشند بطوریکه تاکنون رژیمهای جریان مختلفی تعریف گردیده و

1- Flow Regimes

2- Flow patterns

دامنه گستردگی از اسامی برای این منظور، مورد استفاده قرار گرفته‌اند. تعاریفی که برای انساع رژیمهای جریان در این فصل ارائه خواهند شد، همگی متناسب با اظهار نظرات عمومی قابل قبول برای هر نوع جریان، انتخاب شده‌اند.

۲-۴-الگوهای جریان در خطوط لوله افقی

هفت نوع الگوی توزیع، برای جریانهای دو فازی در خطوط لوله افقی، وجود دارد. این الگوهای جریان در شکل (۱-۴) ارائه شده‌اند بطوریکه برای هر رژیم جریان، مقادیر تجربی سرعت هر فاز برای مخلوطی از گازهایی با جرم ویژه نزدیک به جرم ویژه هوا و مایعاتی باگرانروی کمتر از صد سانتی پوایز داده شده است (Beggs - Brill" ، ۱۹۷۳).

۱- جریان حبابی

در خطوط لوله افقی در مواردی که نرخ حجمی گاز نسبتاً کم و نرخ حجمی مایع نسبتاً زیاد باشد، جریان حبابی بصورت حبابهای کوچک گاز تحت تاثیر اختلاف چگالی در قسمت فوقانی لوله ظاهر می‌شود. با افزایش نرخ حجمی فاز گاز، اندازه حبابها بتدریج افزایش می‌یابد. سرعت ظاهری مایع در این نوع رژیم جریان بین ۵ الی ۱۵ فوت بر ثانیه و سرعت ظاهری گاز بین ۱ الی ۱۰ فوت بر ثانیه می‌باشد.

۲- جریان توپی یا قالبی

با افزایش سرعت فاز گاز در جریان حبابی، تعداد حبابهای فاز گاز افزایش می‌یابد. بطوریکه از برخورد و بهم پیوستن آنها، حبابهای بزرگ توپی شکل، نزدیک به جداره بالایی لوله، تشکیل خواهند شد. این نوع جریان، جریان توپی یا قالبی نامیده می‌شود.

۳- جریان لایه‌ای ^{1- Stratified Flow}

در این نوع الگوی توزیع، فازهای مایع و گاز کاملاً از هم جدا بوده و فاز گاز که عموماً دارای سرعت بیشتری نسبت به فاز مایع می‌باشد، در قسمت فوقانی و مایع در ناحیه پایین درون خط لوله حرکت می‌کنند. همچنین تداخل بین دو فاز بذریت صورت می‌گیرد و فصل مشترک بین آنها نسبتاً منظم و صاف می‌باشد. در این حالت، سرعت ظاهری فاز مایع کمتر از 0.5 فوت بر ثانیه و سرعت ظاهری فاز گاز بین 2 الی 10 فوت بر ثانیه می‌باشد.

۴- جریان موجی ^{2- Slug Flow}

در جریان لایه‌ای اگر سرعت گاز مجدداً افزایش یابد، بین دو فاز گاز و مایع، تنشی ایجاد خواهد شد که خود باعث پیدایش امواج در فصل مشترک می‌شود که این امواج در امتداد جریان، حرکت می‌کنند. سرعت ظاهری مایع در این حالت کمتر از 1 فوت بر ثانیه و سرعت ظاهری گاز حدود 15 فوت بر ثانیه می‌باشد.

۵- جریان لخته‌ای ^{3- Wavey Flow}

در خطوط لوله افقی و مواردی که نرخ جریان مایع زیاد باشد، افزایش سرعت گاز منجر به افزایش دامنه موجهای سطحی مایع در فصل مشترک گاز و مایع می‌شود که ضمن آن، موجها به چدارهٔ فوقانی لوله برخورد کرده و لخته‌های مایع تشکیل می‌شود. لخته‌های مایع در چنین حالتی می‌توانند باعث لرزشهای شدید و در برخی موارد، ایجاد خطر درون تجهیزات واقع ده مسیر خطوط لوله و مراکز جمع‌آوری شوند. از ویژگیهای این نوع رژیم جریان می‌توان از نوسانات منظم در تغییرات فشار و مقدار مایع تجمع یافته نام برد که معیار مناسبی برای تشخیص این نوع رژیم جریان می‌باشد.

1- *Stratified Flow*

2- *Wavey Flow*

3- *Slug Flow*

۶- جریان حلقوی^۱

در این نوع جریان، دو فاز گاز و مایع بصورت دو استوانه متداخل (مایع بر روی جداره داخلی لوله و گاز در مرکز لوله می‌باشد) درون لوله، جاری خواهد شد. این نوع جریان وقتی شکل خواهد گرفت که سرعت ظاهری گاز بیشتر از ۲۰ فوت بر ثانیه باشد. بررسی دقیق این نوع الگوی جریان به جهت تعیین میزان خوردگی سایشی، افزایش بازدهی خط انتقال، پیش‌بینی مقدار مایع تجمع یافته، تعیین ضخامت فیلم مایع روی دیواره لوله و محاسبه افت فشار سیال، جهت طراحی خطوط لوله انتقال و تجهیزات انتهایی آن، از اهمیت خاصی برخوردار است.

۷- جریان قطره‌ای^۲

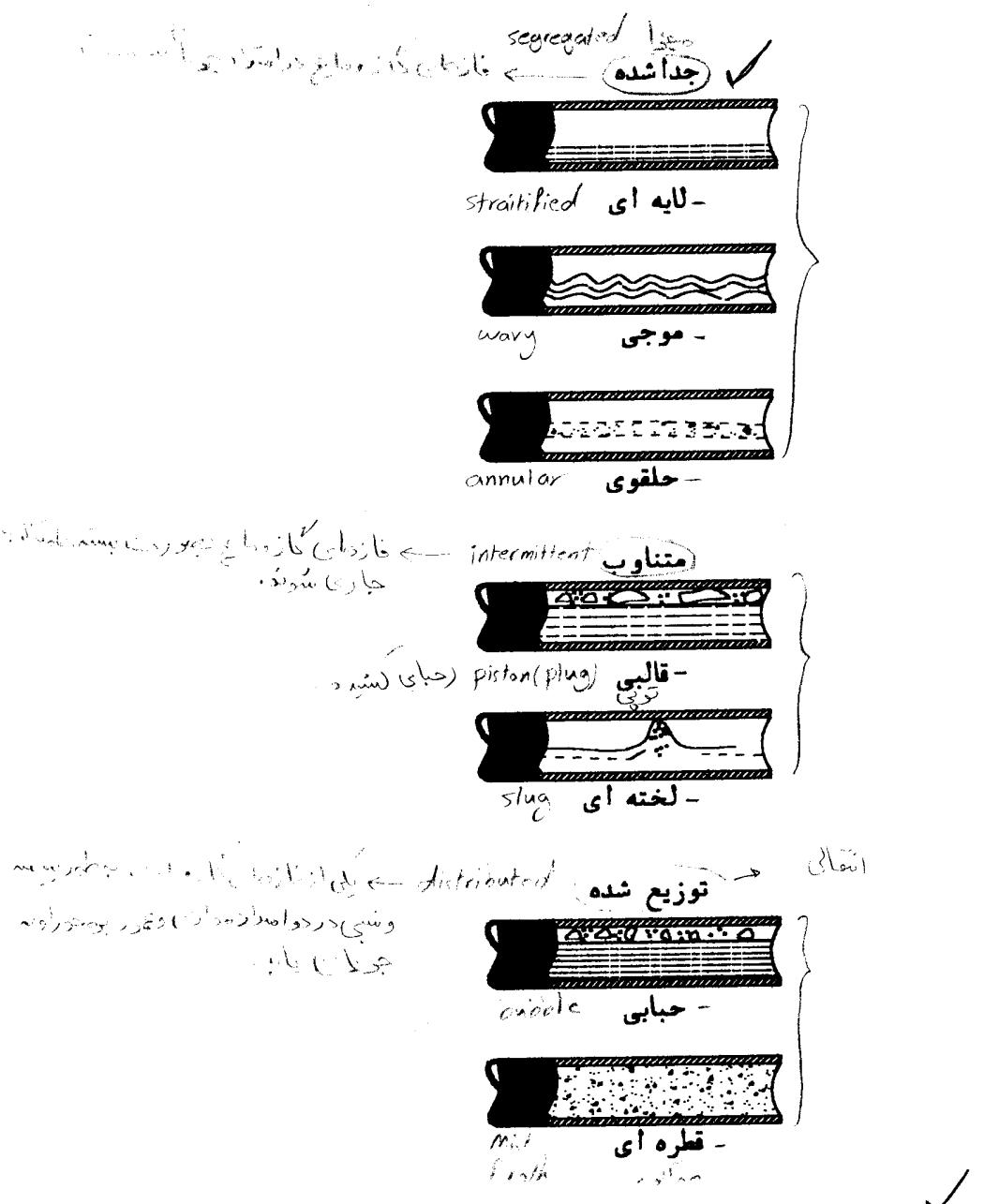
با افزایش نرخ جریان فاز گاز در جریان حلقوی، فاز گاز، فاز مایع را بصورت قطرات ریزی انتقال خواهد داد. احتمالاً چنین جریانی وقتی شکل می‌گیرد که سرعت ظاهری فاز گاز بیش از ۲۰ فوت بر ثانیه باشد. در مواردی که نرخ جریان گاز نسبتاً زیاد و نرخ جریان مایع نسبتاً کم باشد، فاز مایع در داخل فاز گاز بصورت ذرات بسیار ریز و پراکنده تبدیل شده و اصطلاحاً فضایی شبیه مه وجود می‌آید. در این حالت، رژیم جریان را مه آسود^۳ می‌نامند. بعضی از خطوط لوله انتقال سیستم‌های گاز معیانی در موقع خاصی در این نوع الگوی جریان قرار دارند.

- در الگوی جریان مه آسود ریز به میزان بزرگ با (Bubble Flow) و در میزان بزرگ نسبت به مه آسود ریز به میزان کم با (Plug Flow) و در میزان کم نسبت به مه آسود ریز به میزان بزرگ با (Mist Flow)
- در الگوی جریان افمی در رود^۴ برگشته^۵ با (Bubble Flow) - بی شار به میزان بزرگ با (Plug Flow) → (Mist Flow)

1- Annular Flow

2- Mist Flow

3- Froth Flow



شكل ۱-۴: الگوهای جریان دو فازی موجود در خطوط لوله افقی مطابق با تعریف (۱۹۷۳) "Beggs-Brill"

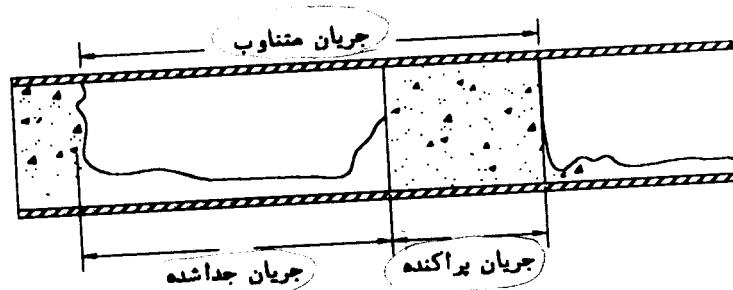
لازم بذکر است که "Beggs-Brill" (۱۹۷۳)، همچنین سه نوع الگوی اصلی جریان را برای جریانهای افقی بصورت زیر، پیشنهاد داده‌اند.

الف - جریان مجزا^۱

ب - جریان متناوب^۲

ج - جریان توزیع شده^۳

سه نوع الگوهای اصلی جریان (در خطوط لوله افقی) توسط Amdal و همکاران (۱۹۹۹) در شکل (۲-۴) نشان داده شده‌اند.



شکل ۲-۴: الگوهای اصلی جریان در خطوط لوله افقی (Amdal و همکاران ۱۹۹۹)

براساس این تعریف، الگوی جریان مجزا وقتی شکل خواهد گرفت که فازهای گاز و مایع در امتداد محور جریان، پیوسته باشند. الگوی جریان لایه‌ای، موجی و حلقوی را جزء این دسته منظور نموده‌اند. وقتی دو فاز مایع و گاز بصورت بسته‌های متناوب جاری شوند، الگوی جریان متناوب بوجود خواهد آمد. رژیمهای جریان قالبی و جریان لخته‌ای در این دسته‌بندی واقع خواهند شد. زمانی که یکی از فازهای مایع یا گاز بطور پیوسته و نسبی در دو امتداد موازی و عمود بر محور لوله جریان یابد، الگوی جریان توزیع شده بوجود خواهد آمد. البته لزومی ندارد

1- Segregated Flow

2- Intermittent Flow

3- Distributed Flow

که فاز دیگر در همان بخش از لوله بطور یکنواخت توزیع شود ولی باید بطور محلی^۱ پیوسته باشد. جریان حبابی و مه آسود در این دسته قرار خواهد گرفت.

این سه نوع الگوی اصلی جریان، می‌توانند نمایشگر تمام الگوهای فرعی دیگر باشند. بطوریکه تحلیل موقعیتهای فیزیکی هر الگوی جریان به کمک دسته‌بندی فوق، آسانتر خواهد بود.

۴-۳- الگوهای جریان در خطوط لوله قائم

در خطوط لوله قائم نیز الگوهای ظاهر می‌شوند که تفاوت چندانی با الگوهای جریان در خطوط لوله افقی ندارند. توزیع فازهای گاز و مایع درون خطوط لوله قائم انتقال جریان دو فازی، در شکل (۳-۴) نشان داده شده است. الگوی توزیع فازها در این خطوط لوله، بصورت زیر تقسیم‌بندی می‌شوند:

۱- جریان حبابی ← فاز صوتی برآمد

در این نوع رژیم جریان، فاز مایع بصورت پیوسته و فاز گاز بصورت پراکنده (حبابهای ریز) درون مایع بطرف بالا حرکت می‌کند. سرعت فازها در این نوع جریان بدلیل اختلاف جرم ویژه فازها، متفاوت می‌باشد. معمولاً حبابهای ریز گاز با سرعت ظاهری کمتر از ۲ فوت بر ثانیه از درون فاز مایع عبور می‌کنند.

۲- جریان لختهای ← مازنده برآمد

در جریان حبابی با افزایش سرعت فاز گاز، تعداد حبابها افزایش یافته و از برخورد و بهم پیوستن آنها با یکدیگر چند گند گند چتری شکل گازی بوجود می‌آید که در قسمتهایی از لوله، تمام سطح مقطع لوله را اشغال می‌کنند. در عمل، این نوع جریان بصورت منقطع از فازهای مایع و گاز، دارای افت فشار زیاد و همچنین از نظر فرآیندی با ایجاد سروصداهای ناهنجار و آسیب دیدگی تجهیزات، همراه است. در طراحی خطوط لوله جریان دو فازی، سعی می‌شود حتی الامکان از

اصول طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

۸۰

ایجاد چنین رژیم جریانی، اجتناب شود. در این حالت، سرعت ظاهری فاز گاز از ۲ الی ۳۰ فوت
بر ثانیه تغییر می کند.

حضرت آنحضرت پر از الله

۳- جریان کف آسود یا انتقالی (Churn (transition) flow)

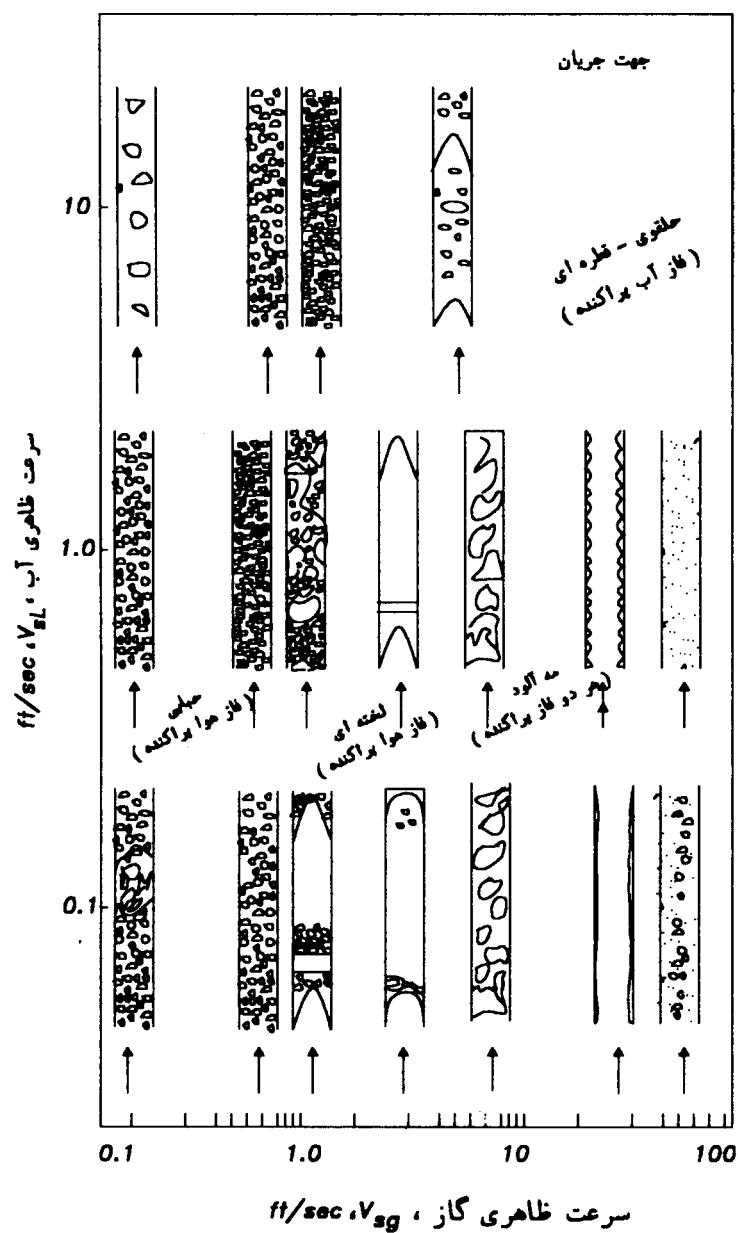
در جریان لخته‌ای با افزایش سرعت جریان، توده‌های گاز شکسته شده و جریان ناپایدار و انتقالی بین دو جریان لخته‌ای و حلقوی، شکل خواهد گرفت. در خطوط لوله جریان با قطر زیاد، حرکت نوسانی مایع به سمت بالا و پایین رخ خواهد داد در حالیکه در لوله‌های باریک، این حرکت نوسانی بوقوع نخواهد پیوست و حرکت انتقالی بین دو نوع جریان لخته‌ای و حلقوی بسیار گذرا خواهد بود.

۴- جریان قطره‌ای (Mist Flow)

در این نوع الگوی جریان، فاز گاز بصورت پیوسته و فاز مایع بصورت ذرات ریز به همراه آن در حرکت است. بطوریکه فاز گاز، فاز مایع را بصورت قطرات ریز انتقال می دهد. در این حالت، تغییرات فشار سیال توسط فاز گاز کنترل می شود. اطلاعات تجربی نشان می دهد که به ازای سرعت ظاهری گاز بیش از ۷۰ فوت بر ثانیه، چنین جریانی رخ خواهد داد. باید توجه داشت اگر سرعت ظاهری فاز گاز بیش از ۳۰ فوت بر ثانیه و سرعت ظاهری فاز مایع کمتر از ۲ فوت بر ثانیه باشد، این نوع رژیم جریان به جریان حلقوی تبدیل خواهد شد.

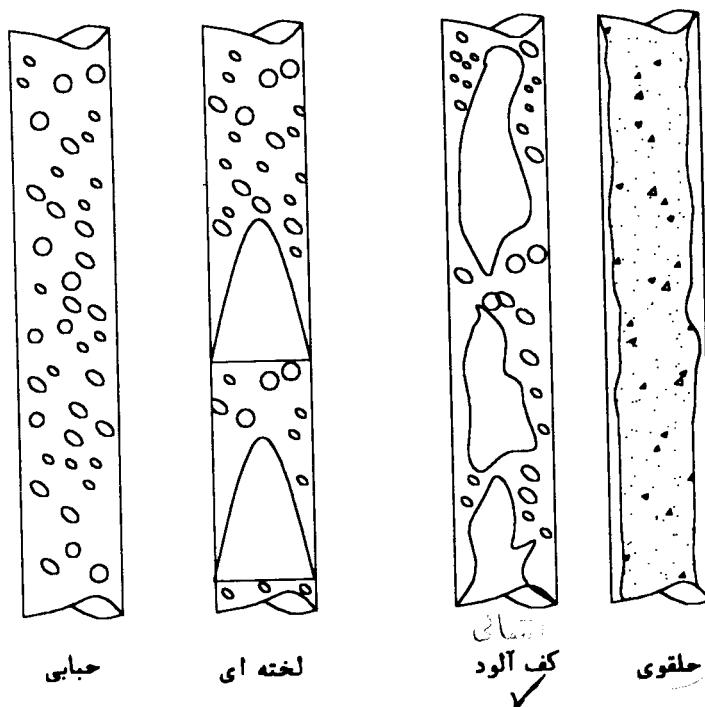
1- Churn(Transition) Flow

2- Mist Flow



شکل ۴-۳: الگوهای توزیع جریانهای دو فازی گاز - مایع در خطوط لوله قائم (Aziz-Govier, ۱۹۷۲)

در خطوط لوله قائم، جریانهای مختلف الجهتی از دو فاز، مشاهده می‌شوند. اشکال مختلف جریان دو فازی روبه بالا درون لوله‌های قائم، در شکل (۴-۴) نشان داده شده‌اند. در مورد جریانهای قائم روبه پایین، انواع الگوهای جریان نظیر موارد فوق (البته بغير از الگوی جریان انتقالی) وجود خواهد داشت. در این نوع جریانها، اکثراً وژیم جریان حلقوی مشاهده خواهد شد.



شکل ۴-۴: الگوهای جریان دو فازی روبه بالا در خطوط لوله قائم (Cindric- ۱۹۸۷ و همکاران)

۴-۴- الگوهای جریان در خطوط لوله شبیدار

الگوهای جریان دو فازی گاز - مایع در خطوط لوله شبیدار، تابع شیب خط لوله می‌باشد بطوریکه برای هر شیب معین، الگوی جریان مشخصی می‌تواند وجود داشته باشد. برای این منظور، اثر شیب خط لوله روی مرزهای انتقال الگوهای جریان دو فازی توسط "Barnea - Taitel" (۱۹۸۵) از حالت افقی تا عمودی برای جریان‌های روبه پایین و روبه بالا،

مورد بررسی قرار گرفت. بطوریکه اطلاعات بدست آمده از تحقیقات آنها، بصورت نقشه‌های الگوی جریان برای زوایای خاصی ارائه شده است. با استفاده از این نقشه‌های جریان، نتایج زیر حاصل می‌شود (Barnea-Taitel, ۱۹۸۵) :

- ۱- چنانچه خط لوله نسبت به حالت افقی دارای شیب مثبت نبستاً کمی باشد، انتقال رژیم جریان از حالت لایه‌ای به حالت متناوب یا حالت حلقوی، تحت تأثیر قوارگفته و باعث می‌شود که جریان متناوب در سرتاسر گستره وسیعی از نرخ‌های جریان مایع و گاز، بوقوع پیوندد.
- ۲- انتقال جریان لایه‌ای به جریان متناوب^{*} نسبت به زاویه شیب خط لوله، در جریان‌های رو به بالا، خیلی حساس بوده بطوریکه برای زاویه شیب رو به بالای کمتر از 1° ، رژیم لایه‌ای به یک ناحیه گنبدی شکل کوچک، منقبض می‌شود.
- ۳- الگوی جریان لایه‌ای صاف بجز برای زاویه‌های کمتر از 25° ، هرگز مشاهده نشده و برای مقادیر $1 / ۰ < R / L$ ، جریان لایه‌ای در زاویه‌های بزرگتر از 20° وجود نخواهد داشت. برای زاویه‌های کوچک، انتقال جریان متناوب به حلقوی در سمت چپ ناحیه گنبدی قرار می‌گیرد. بنابراین، محدوده‌ای از نرخ‌های جریان مایع وجود نخواهد داشت بطوریکه اگر نرخ جریان فاز گاز افزایش یابد، الگوی جریان دو فازی از رژیم جریان متناوب به رژیم جریان لایه‌ای و سپس رژیم جریان حلقوی تغییر پیدا می‌کند.
- ۴- با افزایش شیب خط لوله، ناحیه گنبدی شکل رژیم جریان لایه‌ای بتدریج حذف شده و دو رژیم جریان متناوب و حلقوی، دامنه وسیعی از نرخ‌های جریان مایع و گاز را در بر می‌گیرند. در جریان رو به بالا و در زوایای شیب نزدیک به حالت عمودی، ناحیه جریان حبابی مشاهده شده در نرخ‌های جریان کم مایع، ناپدید شده و فقط در نرخهای بالاتر مایع، جائیکه نیروهای آشتفتگی باعث تفکیک می‌شوند، رژیم جریان حبابی پراکنده مشاهده می‌شود. در این آزمایش، ناحیه جریان حبابی در زاویه‌های 50° الی 70° ، ناپدید شده است.
- ۵- یک تغییر کوچک در زاویه شیب خط لوله انتقال جریان رو به پایین، تأثیر بزرگی روی رژیم جریان لایه‌ای داشته بطوریکه ارتفاع مایع در داخل خط لوله کمتر می‌شود. این اثر به علت نیروی گرانشی رو به پایین بوده که باعث حرکت خیلی سریعتر فاز مایع نسبت به فاز گاز

* رژیم متناوب در این فصل به رژیم‌های جریان لخته‌ای و یا حبابی کشیده اطلاق می‌شود.

می شود. بطور کلی، نرخ های بیشتری از جریان های مایع و گاز به منظور انتقال از رژیم جریان لایه ای، لازم می باشد بطوریکه اگر زاویه شیب خط لوله (در جهت رو به پایین) افزایش یابد، ناحیه جریان لایه ای بطور قابل ملاحظه ای منبسط می شود. این تغییر بصورت عمده در زوایای کوچک شیب (0° تا 10°) بوقوع پیوسته و از زوایای 10° الی 70° ، ناحیه جریان لایه ای، معمولاً تغییر نمی یابد. در جریان رو به پایین از زاویه شیب 70° به بالا، جریان لایه ای بطور تدریجی به جریان حلقوی تغییر می یابد. سپس ناحیه جریان حلقوی، منبسط شده و در حالیکه ناحیه جریان لایه ای کوچک می شود، در جریان عمودی رو به پایین، ناحیه جریان لایه ای کاملاً ناپدید می شود.

۶- ناحیه جریان لایه ای صاف در زوایای شیب بیش از 5° (در حالت جریان رو به پایین)، مشاهده نمی شود. در جریان لایه ای رو به پایین همانند جریان افقی، ناپایداری طبیعی فصل مشترک به علت حرکت گاز روی فصل مشترک و اثر برنولی می باشد. علاوه بر این عامل، بعلت جریان گرانشی مایع رو به پایین، ناپایداری فصل مشترک نیز تشید می شود.

۷- انتقال جریان لایه ای صاف به جریان لایه ای موجی در نرخهای پایین جریان گاز، مستقل از این نرخ جریان بوده و به نرخ جریان مایع، وابسته می باشد.

۸- انتقال از جریان لایه ای به جریان حلقوی تا زاویه شیب 70° (حالت جریان رو به پایین) در سرعت های بالای گاز انفاس می افتد. در زوایای شیب رو به پایین بالاتر از 70° ، ناحیه جریان حلقوی در سرعت های کم فاز گاز، ظاهر شده و ناحیه جریان حلقوی بطور قابل ملاحظه ای منبسط می شود.

۹- چنانچه زاویه شیب خط لوله در جریان رو به پایین افزایش یابد، ناحیه الگوی جریان متناوب، منقبض شده و در زوایای بیشتر از 10° ، الگوی جریان متناوب فقط در سرعت های زیاد فاز مایع، مشاهده می شود.

با بررسی نکات فوق الذکر می توان نتیجه گرفت که رژیم های جریان دو فازی رو به بالا، عمدتاً رژیم جریان متناوب یا حلقوی می باشند. به عبارت دیگر افزایش شیب خط لوله در جریان های رو به بالا، موجب افزایش مقدار مایع تجمع یافته شده و پایداری حاصل از تشکیل امواج روی سطح مایع، پیدایش رژیم جریان حلقوی و متناوب را بدنبال خواهد داشت. در جریان های رو به

که آن را در لوله افقی و مازی، رژیم جریان stratified باشد یا که نیز در لوله، رژیم وولوین به wave یا وول می‌شود.

الگوهای جریان دو فازی درون خطوط لوله انتقال

۸۵

پایین، رژیم جریان لایه‌ای تا زوایای 70° ، به ازای نرخهای متوسطی از جریان گاز و مایع، وجود داشته و در زاویه 90° ، کاملاً ناپدید می‌شود. علت پایداری جریان لایه‌ای در خطوط لوله با شبکه منفی (رو به پایین)، کاهش مقدار مایع تجمع یافته می‌باشد. به عبارت دیگر نیروی گرانشی روی فاز چگالترا (سنگیتر) تمایل دارد تا کسر حجمی آن فاز را در جریان رو به بالا افزایش و در جریان رو به پایین، کاهش دهد. بطور مشابه نیروهای شناوری تمایل دارند که فضای خالی گاز را در جریان رو به بالا، کاهش و در جریان رو به پایین، افزایش دهند. در جریان‌های دو فازی رو به پایین چنانچه نرخ جریان گاز افزایش زیادی یابد، انتقال به رژیم جریان حلقوی صورت گرفته و این مسئله، مستقل از زاویه شبکه خط لوله می‌باشد.

۴-۵- روش‌های پیش‌بینی انواع الگوهای جریان

روشهای پیش‌بینی الگوهای جریان درون خطوط لوله انتقال جریان دو فازی، بطور کلی به دو گروه زیر تقسیم‌بندی می‌شوند:

- (الف) استفاده از امکانات تجربی و آزمایشگاهی
- (ب) استفاده از مدل‌های تحلیلی و مکانیزم‌های فیزیکی

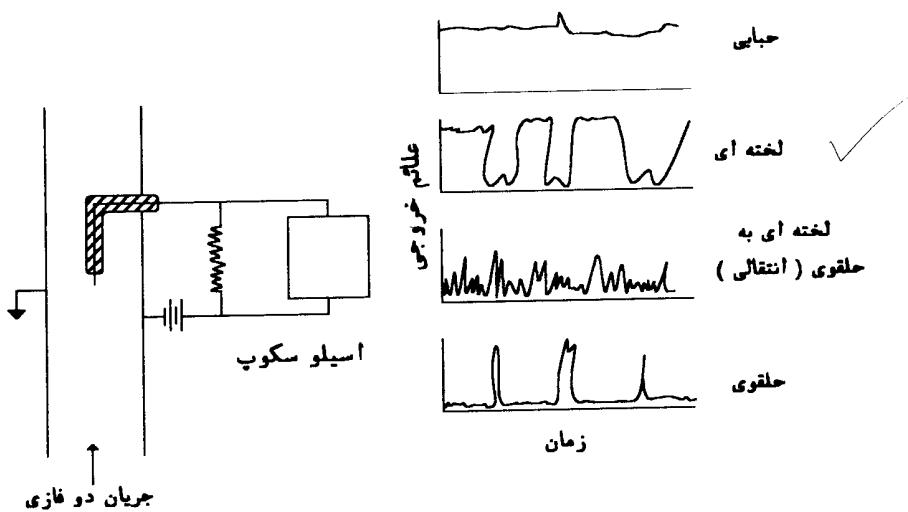
۴-۱- پیش‌بینی انواع الگوهای جریان دو فازی بوسیله امکانات تجربی و آزمایشگاهی

پیش‌بینی انواع رژیم‌های جریان دو فازی گاز - مایع در خطوط لوله، بوسیله آزمایشگاهی تجربی، از سالها پیش مورد توجه بوده است. یک روش معمول برای این منظور، جمع‌آوری اطلاعات آزمایشی نرخهای جریان فازهای مایع و گاز و خواص فیزیکی هر یک از فازها روی قسمتی از خطوط لوله مورد آزمایش می‌باشد. پس از جمع‌آوری اطلاعات آزمایشی، تحقیقاتی به منظور تعیین انواع رژیمهای جریان دو فازی در یک نمودار دو بعدی، از طریق قرار دادن مرزهای انتقالی بین رژیمهای جریان، صورت می‌پذیرد.

معمولًا تحقیقات لازم در ارتباط با شناسایی انواع الگوهای جریان گاز - مایع در خطوط لوله انتقال جریانهای دو فازی با استفاده از روش مشاهده جریانها، انجام می‌گیرد. از جمله روشهایی که این مشاهدات را مسیر نمی‌سازد، عکسبرداری بسیار سریع و رادیوگرافی با اشعه

ایکس^۱ می‌باشد بطوریکه با استفاده از تصاویر دریافت شده، هر چند مبهم، می‌توان تا اندازه‌ای به تفسیر نوع جریان موجود پرداخت. در حالت کلی، طبیعت ناراضایت بخش استفاده از روش‌های مشاهده‌ای، منجر به جستجوی راههای کمی بیشتری برای تعیین دقیق انواع الگوهای جریان دوفازی شده است (Hewitt, ۱۹۷۰).

در سال ۱۹۸۹ Bergles برای شناسایی انواع رژیم‌های جریان از میله رسانایی استفاده نمود که در شکل (۴-۵) نشان داده شده است. همانطوری که در این مشاهده می‌شود، نوک میله هادی در داخل لوله جریان قرار گرفته و مقدار رسانش بین نوک میله و دیواره لوله به عنوان تابعی از زمان اندازه‌گیری می‌شود و سپس نتایج حاصله با استفاده از یک دستگاه اسیلوسکوپ، به منظور شناسایی انواع الگوهای جریان، مورد تجزیه و تحلیل قرار می‌گیرند.

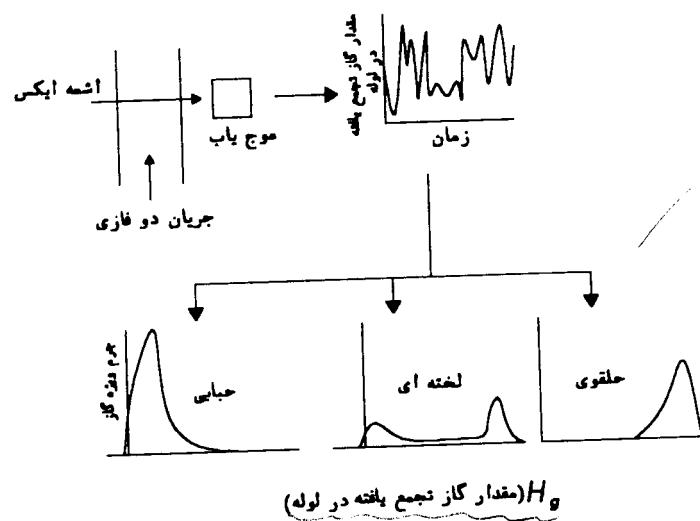


شکل ۴-۵: ارزیابی انواع رژیمهای جریان دوفازی با استفاده از میله رسانشی (Bergles, ۱۹۶۹)

همچنین روش دیگری توسط "Jones-Zuber" (۱۹۷۴) برای این منظور بکار گرفته شد که در شکل (۶-۴) نشان داده شده است. در این روش، پرتوی بسیار قوی از اشعه ایکس از میان جریان

1- X-ray

گاز - مایع عبور داده شده و سپس نتایج حاصله با استفاده از یک دستگاه موج یاب^۱، مورد تجزیه و تحلیل قرار می‌گیرند. علائم خروجی^۲ از دستگاه مذکور، مشخص کننده مقدار گاز تجمع یافته در داخل لوله جریان به عنوان تابعی از زمان بوده و بنابراین جرم ویژه احتمالی گاز تجمع یافته می‌تواند به عنوان تابعی از مقدار پس ماند گاز در داخل لوله جریان، تعیین شود. همانطوریکه از این شکل مشاهده می‌شود، جرم ویژه احتمالی برای رژیم‌های جریان حبابی و حلقوی برتریب در یک مقدار پایین و بالا از مقدار گاز تجمع یافته، به حداقل می‌رسد در صورتیکه برای جریانهای لخته‌ای دو مقدار حداقل وجود دارد استفاده از این روش، اگر چه امیدبخش است ولی با این وجود، بایستی برای شناسایی انواع الگوهای جریان به ازای مقادیر بالای نرخهای جرمی جریان دو فازی، مورد آزمایش و مطالعه قرار بگیرد.

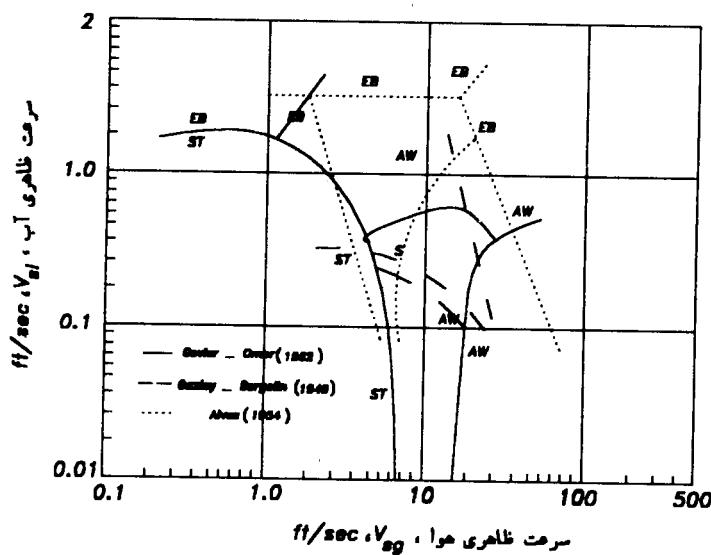


شکل ۴-۶: تعیین انواع رژیمهای جریان دو فازی با استفاده از روش جذب اشعه ایکس
("Jones-Zuber", ۱۹۷۴)

در این بخش به بعضی از تحقیقات انجام شده در ارتباط با نحوه تهیه نقشه تعیین انواع الگوهای جریان دو فازی پرداخته می‌شود.

۴-۵-۱-۱- پیش‌بینی الگوهای جریان در خطوط لوله افقی

در سال ۱۹۴۹، "Gazley-Bergelin" با استفاده از اطلاعات تجربی حاصل از آزمایشات انجام شده برای مخلوط آب و هوا در لوله‌های افقی یک اینچی، نموداری را برای تعیین انواع الگوهای جریان موجود، ارائه دادند. کار آنها در آغاز برای مختصات نرخ‌های جرمی جریان گاز و مایع بیان شده بود. در این کار، خطوط انتقال به مختصات سرعت‌های ظاهری گاز و مایع تغییر یافته است. این نقشه الگوی جریان بر حسب مختصات سرعت ظاهری گاز در مقابل سرعت ظاهری مایع، در شکل (۷-۴) نشان داده شده است.



شکل ۷-۴: نقشه تعیین انواع الگوهای جریان موجود در خطوط لوله افقی ("Gazley - Bergelin", ۱۹۴۹)

در سال ۱۹۵۲، "Johnson-Abovsabe" یک نقشه الگوی جریان شبیه به نقشه "Bergelin-Gazley" (۱۹۴۹) بر مبنای اطلاعات حاصل از سیستم آب و هوا ارائه نمودند. در سال ۱۹۴۵، Alves جریان افقی هوا - آب و هوا - روغن را در یک لوله یک اینچی مورد مطالعه قرار داده و محدوده کاملی از الگوهای جریان را مشاهده نمود و یک نقشه الگوی جریان بر مبنای اطلاعات بدست آمده، ارائه نمود (شکل ۷-۴).

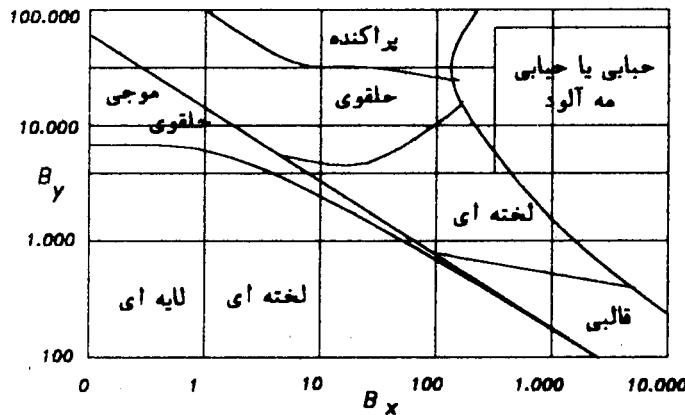
یک از متداویرین نمودارهای تعیین انواع رژیمهای جریان دو فازی افقی، نمودار Baker (۱۹۷۵) می‌باشد. وی در سال ۱۹۷۵، با استفاده از خصوصیات فیزیکی سیال، پارامترهای زیر را

تعریف نمود:

$$B_x = 521 \left(\frac{\dot{m}_l}{\dot{m}_g} \right)^{\frac{1}{22}} \left(\frac{\mu_l^{1/22}}{\sigma_l} \right)^{\frac{1}{22}} \left(\frac{\rho_g^{1/5}}{\rho_l^{1/166}} \right) \quad (1-4)$$

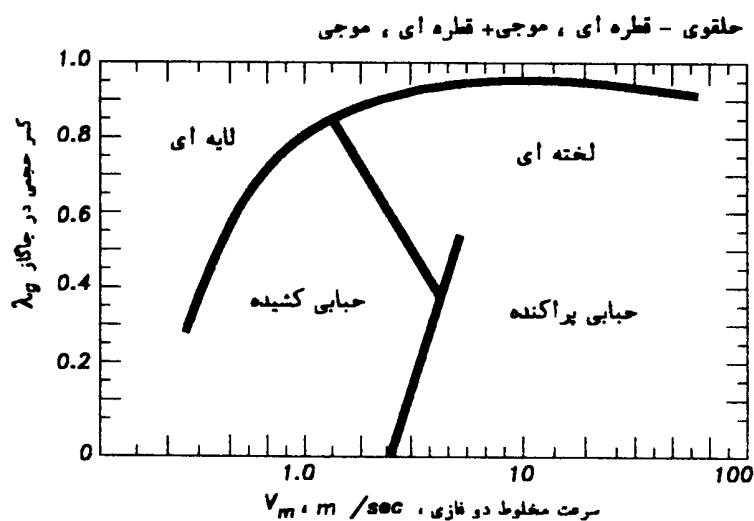
$$B_y = 2/16 \left[\frac{\dot{m}_g}{\pi (d/24)^2} \right] (\rho_l \rho_g)^{1/5} \quad (2-4)$$

معمول نمودار Baker (۱۹۵۷) را برحسب دو عبارت B_x و B_y ، همانند شکل (۸-۴) ترسیم می‌نمایند.



شکل ۸-۴: نمودار تعیین انواع الگوهای جریان دو فازی در خطوط لوله افقی با استفاده از نمودار Baker (۱۹۷۵)

تحقیقات بعدی نشان داد که نمودار Baker (۱۹۷۵) در نمایش تأثیر پارامترهای مختلف سیستم‌ها، ضعیف می‌باشد. مشکل مشترک این نوع نمودارها آنست که تمامی حالات واسطه و مرحله گذرا بین رژیمهای جریان را نمی‌توان برحسب گروه واحدی از پارامترها نمایش داد. در سال ۱۹۵۹، Hoogendoorn یک نقشه الگوی جریان بصورت شکل (۹-۴) پیشنهاد نمود. یک مشکل مختص این نقشه عمومی، این است که ناحیه موجی و حلقوی مه آلود، سطحی کوچک را ببروی نقشه، اشغال نموده اند.

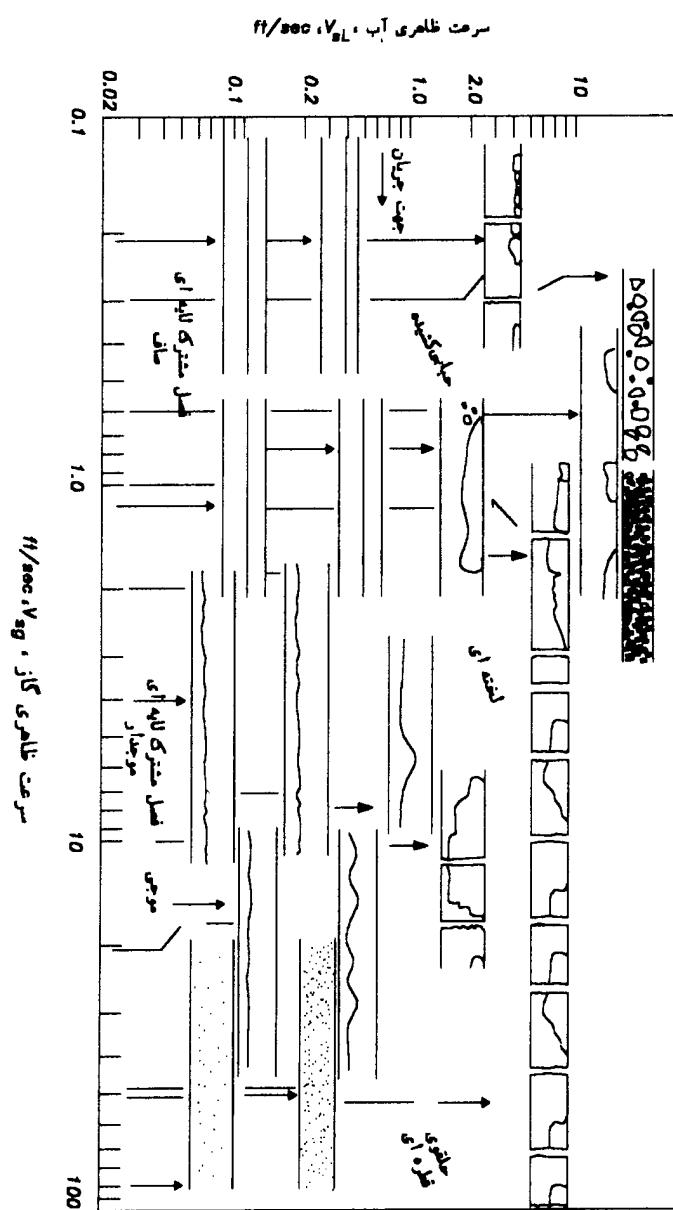


شکل ۴-۹: نمودار تعیین انواع رژیمهای جریان دو فازی موجود در خطوط لوله افقی
(Hoogendoorn, ۱۹۵۹)

در سال ۱۹۶۲، "Govier - Omer" یک سری تعاریف از الگوهای جریان برای جریان افقی هوا - آب در یک لوله با قطر $1/0\text{26}$ اینچ ارائه کردند. این الگوهای جریان در شرایط مختلف سرعت ظاهری فازهای گاز و مایع، بوجود آمدند (شکل ۴-۴). در تدوین این شکل بعضی درونیابی‌ها و مقادیر قابل قبول بردنیابی نسبت به اطلاعات اصلی انجام گرفته است. همانطور که از شکل مذکور، مشخص می‌باشد در نرخهای پایین جریان آب، چهار نوع رژیم جریان متفاوت، جریان لایه‌ای با فصل مشترک صاف، جریان لایه‌ای با فصل مشترک موج دار، جریان موجی و جریان حلقوی مه آلد، ممکن است از یکدیگر تمیز داده شوند. هر کدام از رژیمهای جریان مذکور بدنبال افزایش نرخ جریان گاز، بوجود می‌آیند. در نرخهای زیاد فاز مایع (آب)، رژیمهای جریان متفاوتی نظیر جریان حبابی پراکنده^۱، جریان حبابی کشیده^۲ و جریان لخته‌ای، در نتیجه افزایش نرخ جریان گاز، امکان پیدایش خواهند داشت.

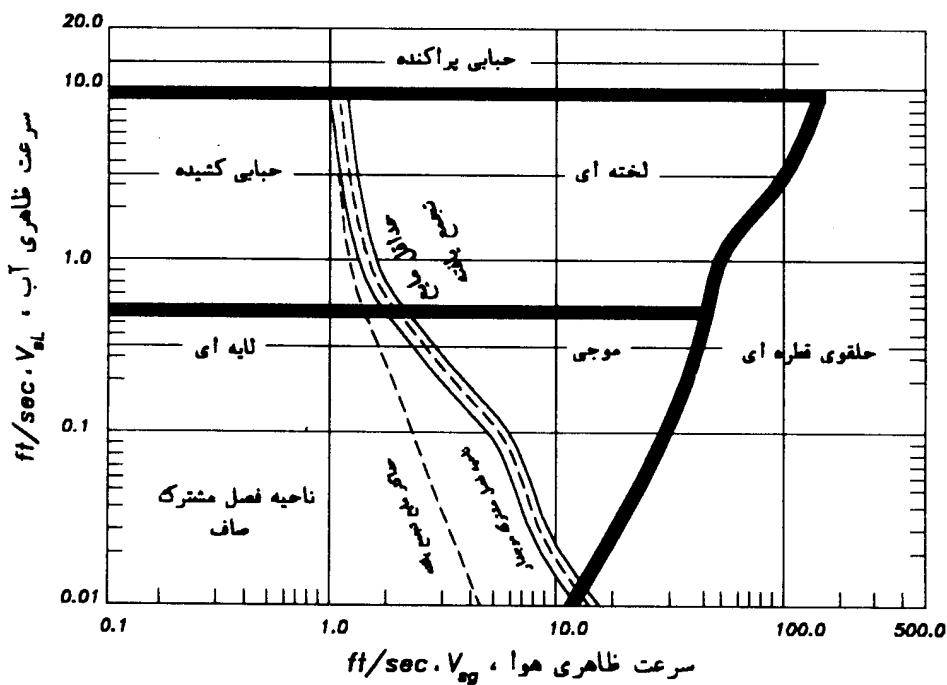
1- Dispersed bubble flow

2- Elongated bubble flow



شکل ۴: الگوهای جریان برای مخلوط آب و هوا درون یک خط لوله با قطر ۱۰۲۶ اینچ مطابق محاسبات و مشاهدات "Govier - Omer" (۱۹۶۲).

در سال ۱۹۶۲، "Govier - Omer" به منظور بررسی الگوهای جریان برای سیستم‌هایی بغير از آب - هوا، نقشه تصحیح شده‌ای برای پیش‌بینی انواع رژیمهای جریان دوفازی، مطابق شکل (۱۱-۴) ارائه دادند.



شکل ۱۱-۴: نقشه الگوی جریان اصلاح شده (۱۹۶۲) "Govier - Omer"

در سال ۱۹۷۳، "Beggs - Brill" یک نقشه الگوی جریان برای جریانهای دوفازی درون خطوط لوله افقی (که در آن نقشه انواع جریان به سه نوع الگوی کلی جریان تقسیم شده بود) توسعه دادند. نقشه الگوی جریان اصلی تصحیح شده آنها در شکل (۱۲-۴) نشان داده شده است. در روش "Beggs - Brill" (۱۹۷۳) از پارامترهای زیر جهت تعیین انواع رژیمهای جریان دوفازی درون خطوط لوله افقی، استفاده می‌شود:

$$N_{Pr} = \frac{V_m}{g D} \quad (3-4)$$

$$\lambda_l = \frac{V_{sl}}{V_m} \quad (4-4)$$

$$L_1 = 316 \lambda_l^{1/3.2} \quad (5-4)$$

$$L_2 = 0.000925 \lambda_l^{-2/4684} \quad (6-4)$$

$$L_r = 0.10 \lambda_l^{-1/4516} \quad (7-4)$$

$$L_4 = 0.05 \lambda_l^{-6/738} \quad (8-4)$$

بطوریکه در این روش، محدوده‌های برقراری انواع رژیم‌های جریان دوفازی درون خطوط لوله افقی، از قرار زیر است:

جریان جدا شده

$$\lambda_l < 0.01 \quad \text{و} \quad N_{Fr} < L_1 \\ \text{یا} \quad (9-4)$$

$$\lambda_l \geq 0.01 \quad \text{و} \quad N_{Fr} < L_r \quad (9-4)$$

جریان انتقالی

$$\lambda_l \geq 0.01 \quad \text{و} \quad L_r \leq N_{Fr} \leq L_1 \quad (10-4)$$

جریان متناوب

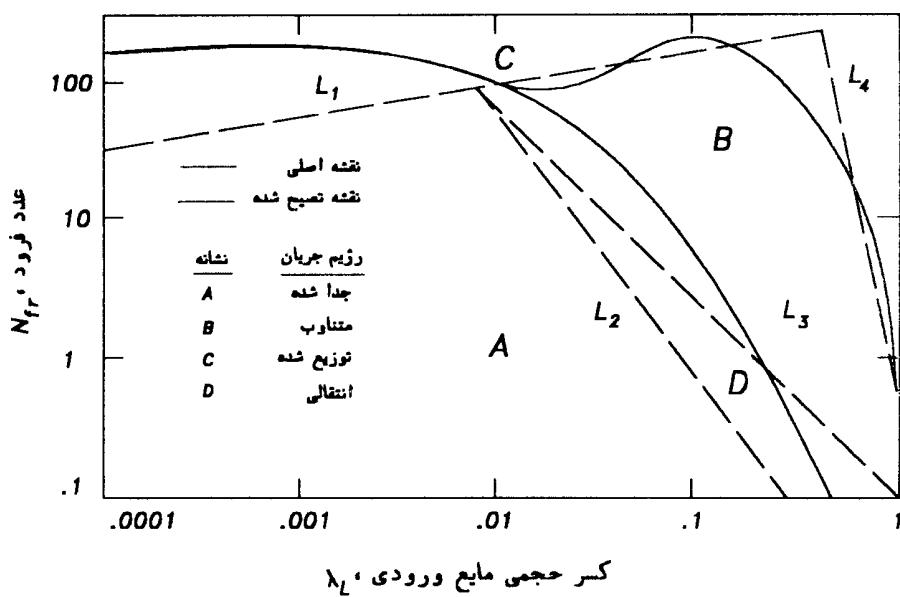
$$0.01 \leq \lambda_l < 0.4 \quad \text{و} \quad L_r < N_{Fr} \leq L_1 \\ \text{یا} \quad (11-4)$$

$$\lambda_l \geq 0.4 \quad \text{و} \quad L_r < N_{Fr} \leq L_4$$

جریان توزیع شده

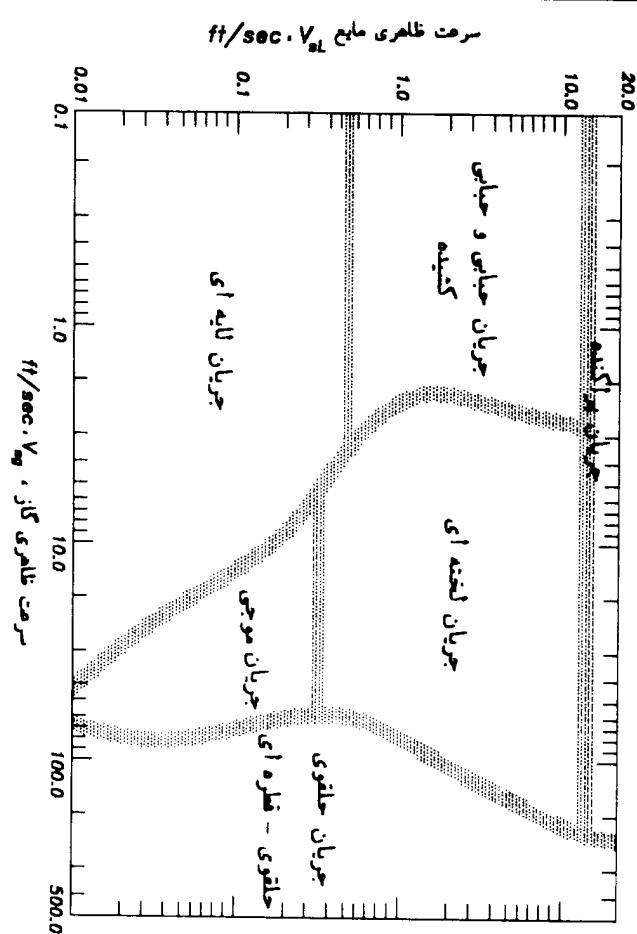
$$\lambda_l < 0.4 \quad \text{و} \quad N_{Fr} \geq L_1 \\ \text{یا} \quad (12-4)$$

$$\lambda_l \geq 0.4 \quad \text{و} \quad N_{Fr} > L_4$$



شکل ۱۲-۴: نقشه تعیین انواع الگوهای جریان افقی ارائه شده توسط (Beggs - Brill) (۱۹۷۳)

در سال ۱۹۷۴ Mandhane یک نقشه توسعه یافته تعیین الگوی جریان بر مبنای روش "Govier - Aziz" (۱۹۷۲) را ارائه نمود (شکل ۱۳-۴). در بین الگوهای جریان ارائه شده، تاکنون تعاریفی که بیشترین پذیرش را بین محققان داشته‌اند، آنها بود که توسط Mandhane (۱۹۷۵) ارائه شده است. در آن تعاریف از تعدادی رژیم‌های جریان زودگذر و فرار، چشم پوشی شده است.



شکل ۴-۱۳: نقشه تعیین انواع الگوهای جریان دوفازی افقی (Mandhane, ۱۹۷۵)

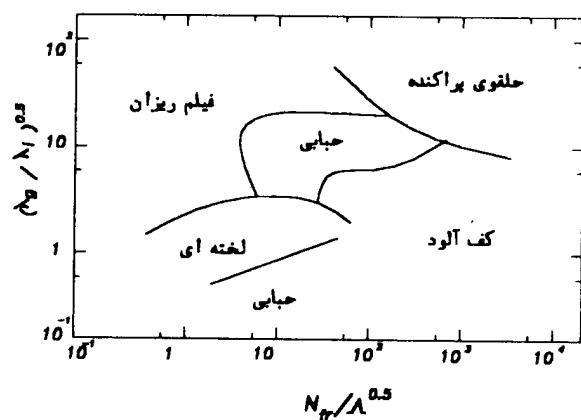
۲-۱-۵-۴- پیش‌بینی الگوهای جریان در خطوط لوله قائم

اطلاعات بسیار کمی در مورد جریانهای قائم رو به پایین تاکنون انتشار یافته است. معمولاً برای نشان دادن انواع الگوهای جریان از نمودارهایی استفاده می‌شود که بر حسب سرعت ظاهری یا گروهی از پارامترهای مربوط به آن، ترسیم می‌شوند. این نمودارها شامل خطوطی هستند که انواع رژیم‌های جریان را مشخص می‌سازند. در سال ۱۹۷۴، "Charles- Oshinowo" با استفاده از اطلاعات تجربی حاصل از آزمایشات انجام شده برای مخلوطی از هوا و مایعات مختلف در

لوله‌ای به قطر $25/4$ میلیمتر و فشار $1/7$ بار، نموداری برای تشخیص انواع الگوهای جریان موجود در خطوط لوله قائم رو به پایین ارائه نمودند (شکل ۱۴-۴). پارامتر Λ در این نمودار بصورت زیر تعریف می‌شود:

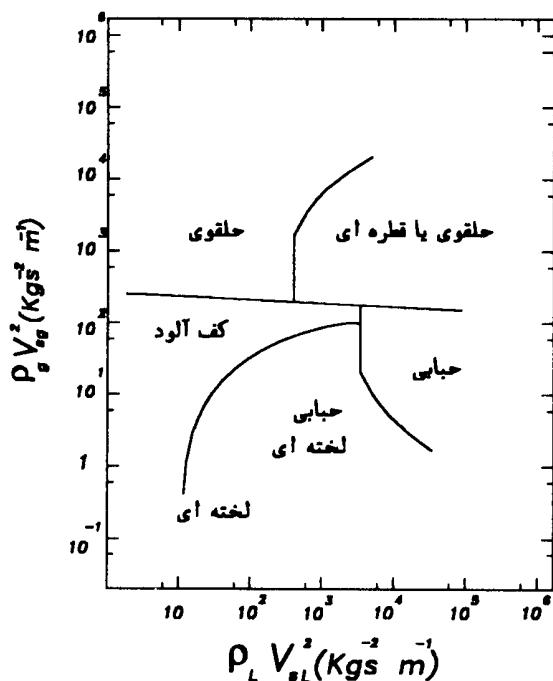
$$\Lambda = \left(\frac{\mu_l}{\mu_w} \right) \left[\left(\frac{\rho_l}{\rho_w} \right) \left(\frac{\sigma_l}{\sigma_w} \right)^3 \right]^{-0.25} \quad (14-4)$$

خواص فیزیکی مربوط به آب در دمای $20^\circ C$ و فشار 1 bar اندازه‌گیری می‌شوند.



("Charles- Oshinowo", ۱۹۷۴) شکل ۱۴-۴: نمودار تعیین انواع رژیم‌های جریان دوفازی قائم رو به پایین

نموداری که بطور نسبتاً گسترده انواع جریانهای دوفازی قائم رو به بالا را نشان دهد، توسط "Hewitt-Roberls" (۱۹۷۰) در شکل (۱۵-۴) ارائه شده است. محورهای این نمودار بر حسب شار اندازه حرکت ظاهری دوفاز مایع و گاز ($\rho_l V_{sl}$ و $\rho_g V_{sg}$) می‌باشند.



شکل ۱۵-۴: نمودار تعیین انواع رژیم‌های جریان دو فازی قائم رو به بالا ارائه شده توسط

(۱۹۷۰) "Hewitt-Roberts"

همچنین نموداری برای تعیین انواع رژیم‌های جریان موجود در خطوط لوله قائم توسط

"Aziz-Govier-Fogarasi" (۱۹۷۲) برای مخلوطهای جریان دو فازی گاز و مایع در شکل

۱۶-۴) نشان داده شده است. در این روش، پارامترهای لازم جهت تعیین انواع رژیم‌های جریان

دو فازی عبارتند از:

$$N_x = V_{sg} \left(\frac{\rho_g}{0.076} \right)^{\frac{1}{2}} \left[\left(\frac{\rho_l}{62/4} \right) \left(72/\sigma_{gl} \right) \right]^{0.25} \quad (14-4)$$

$$N_y = V_{sl} \left[\left(\frac{\rho_l}{62/4} \right) \left(72/\sigma_{gl} \right) \right]^{0.25} \quad (15-4)$$

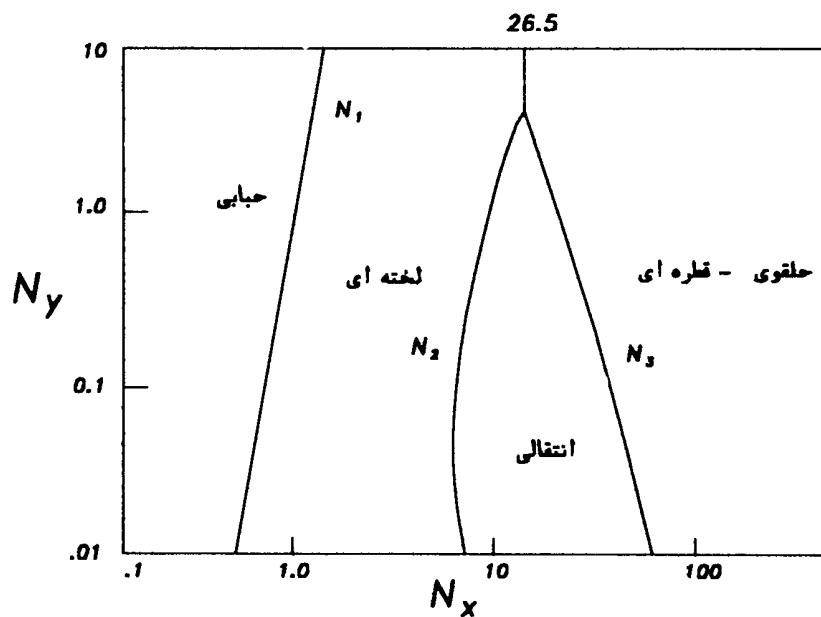
در آن روابط، جرمها و وزره فازهای مایع و گاز بر حسب lb_m/ft^3 و کشش سطحی بر حسب $dyne/cm$ می باشند.

همچنین سایر پارامترهای لازم در این روش، بصورت زیر تعریف می شوند:

$$N_1 = 0.51(100 N_y)^{0.172} \quad (16-4)$$

$$N_2 = 8/6 + 3/8 N_y \quad (17-4)$$

$$N_3 = 7.0(100 N_y)^{-0.052} \quad (18-4)$$



شکل ۱۶-۴: نمودار تعیین انواع رژیم‌های جریان دوفازی قائم ارائه شده توسط "Aziz" و همکاران (۱۹۷۲)

در روش Aziz و همکاران (۱۹۷۲)، شرایط لازم برای انتقال انواع رژیم‌های جریان موجود در شکل (۱۶-۴) بشرح زیر ارائه شده‌اند:

رژیم جریان حبابی:

$$N_X < N_1 \quad (19-4)$$

رژیم جریان لخته‌ای:

$$\begin{cases} N_1 < N_X < N_2 & N_y < 4 \\ N_1 < N_X < 26/5 & N_y \geq 4 \end{cases} \quad (20-4)$$

رژیم جریان گذرا:

$$N_2 < N_X < N_3 \quad N_y < 4 \quad (21-4)$$

رژیم جریان مهآلود:

$$\begin{cases} N_X > N_3 & N_y < 4 \\ N_X > 26/5 & N_y \geq 4 \end{cases} \quad (22-4)$$

بسادگی نمی‌توان گفت کدامیک از نقشه‌های رژیم جریان دو فازی، جهت پیش‌بینی انواع این جریانها، مناسب‌تر است. استفاده از مدل‌های ترکیبی، که از نقشه‌های الگوی جریان مختلف و روابط مختلف افت فشار تشکیل شده‌اند، موجب پیدا‌یاش خطاهاز زیادی می‌شود. نقشه‌های الگوی جریان اکثراً وابسته به روابط موجود افت فشار بوده و شاید بیشترین اعتبار نقشه‌های رژیم جریان این است که هنگام تعیین اندازه قطر خط لوله دریک رژیم جریان معلوم، چندین نقشه می‌توانند مورد بررسی قرار گیرند. در این صورت در تعیین اندازه قطر مناسب خط لوله، اطمینان مورد نظر حاصل می‌شود.

۴-۵-۳-۱- پیش‌بینی الگوهای جریان دو فازی در خطوط لوله شبیدار

در خطوط لوله شبیدار، الگوهای جریان تابع شب خط لوله می‌باشند. بطوریکه برای هر شب معین خط لوله، الگوی جریان خاصی ممکن است وجود داشته باشد. لازم به ذکر است که در ارتباط با انتقال الگوهای جریان در خطوط لوله افقی و عمودی، نتایج بسیاری گزارش شده

است. در صورتیکه در مورد خطوط لوله شیبدار، نتایج عددی محدودی در کتب و نشریات علمی ارائه شده است. علیرغم این تفاسیر، "Mukherjee - Brill" (۱۹۸۵) معادلات تجربی لازم برای پیش‌بینی نحوه جابجایی مرزهای مختلف الگوهای جریان در خطوط لوله شیبدار انتقال جریان دوفازی را توسعه دادند. این معادلات تجربی بر بنای اطلاعات بدست آمده از لوله‌ای با قطر $3/81\text{cm}$ تحت زوایای شیب مختلف در محدوده وسیعی از جریان رو به بالا و رو به پایین، بدست آمده‌اند. مقایسه پیش‌بینی‌های انجام گرفته بوسیله این معادلات تجربی با نقشه‌های الگوی جریان استاندارد، میان سازگاری خوب و نتایج قابل قبول آن معادلات تجربی می‌باشد.

شکل (۴-۱۷)، دستورالعمل لازم جهت تعیین نحوه انتقالات انواع رژیمهای جریان دوفازی مطابق با مدل "Mukherjee - Brill" (۱۹۸۵) را نشان می‌دهد. معادلات تجربی لازم برای این منظور، از قرار زیر می‌باشند:

$$\log(N_{gvsm}) = (1/401 - 2/694 N_{\mu_l} + 0/521 N_{l_v}^{1/329}) \quad (23-4)$$

$$\begin{aligned} \log(N_{gvbs}) = & [0/431 + 1/132 \sin\theta - 3/0003 N_{\mu_l} \\ & - 1/138 (\log N_{l_v}) \sin\theta - 0/429 (\log N_{l_v})^2 \sin\theta] \end{aligned} \quad (24-4)$$

$$\begin{aligned} \log(N_{lvbs}) = & [\log(N_{gv}) + 0/94 + 0/074 \sin\theta \\ & - 0/855 \sin^2\theta + 3/699 N_{\mu_l}] \end{aligned} \quad (25-4)$$

$$\begin{aligned} \log(N_{lvst}) = & [0/321 - 0/017gv - 4/26 \sin\theta - 2/972 N_{\mu} \\ & - 0/033 (\log N_{gv})^2 \sin\theta - 3/925 \sin^2\theta] \end{aligned} \quad (26-4)$$

بطوریکه پارامترهای بدون بعد N_{l_v} , N_{gv} و N_{μ_l} بصورت زیر تعریف می‌شوند:

$$N_{lv} = V_{sl} \left(\rho_l / g \sigma \right)^{0.25} \quad (\text{عدد سرعت مایع}) \quad (27-4)$$

$$N_{gv} = V_{sg} \left(\rho_l / g \sigma \right)^{0.25} \quad (\text{عدد سرعت گاز}) \quad (28-4)$$

$$N_{\mu_l} = \mu_l \left(g / \rho_l \sigma^2 \right)^{0.25} \quad (\text{عدد گرانزوی مایع}) \quad (29-4)$$

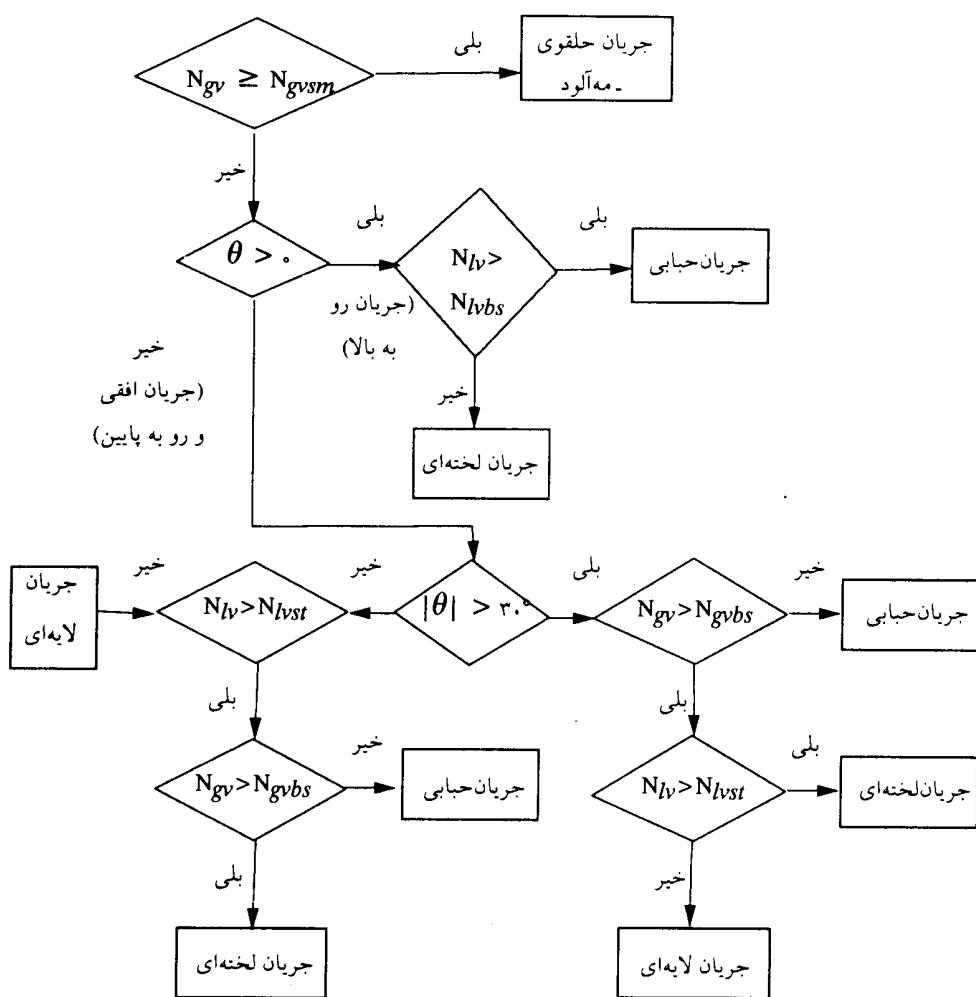
اگر از واحدهای متداول در صنایع نفت استفاده شود، پارامترهای فوق را بصورت زیر می‌توان تعریف نمود:

$$N_{lv} = 1/938 V_{sl} \left(\rho_l / \sigma \right)^{0.25} \quad (30-4)$$

$$N_{gv} = 1/938 V_{sg} \left(\rho_l / \sigma \right)^{0.25} \quad (31-4)$$

$$N_{\mu_l} = 0/15726 \mu_l \left(\frac{1}{\rho_l \sigma^2} \right)^{0.25} \quad (32-4)$$

در روابط فوق، سرعتهای ظاهری مایع و گاز بر حسب ft/sec ، جرم ویژه مایع بر حسب Lb_{in}/ft^3 کشش سطحی مایع بر حسب $dynes/cm$ و گرانزوی مایع بر حسب سانتی پوائیز می‌باشد.



شکل ۴-۱۷: روند نمای نحوه تعیین انواع رژیمهای جریان دو فازی مطابق با روش

(۱۹۸۵) "Mukherjee - Brill"

۴-۵-۲- پیش‌بینی رژیمهای جریان دو فازی بوسیله مدل‌های فیزیکی

یکی از مهمترین مسائل در طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی، پیش‌بینی نوع رژیم جریان دوفازی می‌باشد. روش حل این مسئله، بطور معمول، مرتبط کردن اطلاعات تجربی حاصل از آزمایشات مختلف و منعکس نمودن نتایج حاصله در نقشه‌های رژیمهای جریان دوفازی بوده است. در این راستا نقشه‌های متنوعی قبل ارائه شده است.

در چند سال گذشته، کوشش‌های زیادی برای توسعه و گسترش مدل‌های فیزیکی به عمل آمده است. استفاده از این مدل‌های فیزیکی اجازه پیش‌بینی تحلیلی رژیمهای جریان و مرزهای انتقال را در جریان دو فازی گاز- مایع می‌دهد. در این مدلها سعی می‌شود تا واقعیت فیزیکی موجود در آزمایشات، نشان داده شود. در هر حال استفاده از آنها، توصیف پدیده‌های فیزیکی و انجام شبیه‌سازی ریاضی به منظور پیش‌بینی تحلیلی الگوهای جریان را ممکن می‌سازد. اساساً به دلایل زیر، تطبیق مدل‌های فیزیکی و ریاضی این الگوها با مشکلاتی همراه می‌باشد (Taitle - Dukler, ۱۹۷۶):

- بالابودن تعداد متغیرهای مساله و تأثیر تغییرات خواص فیزیکی سیالات.
- عدم وجود روش تحلیلی صریح برای شناخت رژیمهای جریان و نحوه جابجائی مرزهای رژیمهای جریان.
- طبیعت آماری تعاریف مربوط به کمیتها و پارامترها که جایگزین تعاریف معمولی می‌شوند.
- اهمیت ابعاد تأسیسات لازم در ایجاد جریانهای پایدار الگوهای جریان.
- روش‌های متعدد اندازه‌گیری و تزریق فازها و تأثیر کمی و کیفی آنها بر تشکیل الگوهای جریان و الزاماً نیاز به مطالعه قیاسی روشها.

در حال حاضر، درک فیزیکی کامل از پدیده‌هایی که بتوانند مکانیزم انتقالات رژیمهای جریان دوفازی را توصیف کنند، هنوز ناقص می‌باشد. با این وجود پیشرفتهای قابل توجهی در این زمینه صورت گرفته است. در این بخش، مکانیزم‌های جابجایی مرزاها برای هر رژیم جریان ارائه خواهد شد. لازم بذکر است که معیار انتقال برای هر رژیم جریان، تابع شکل معادلات جبری یا نقشه‌های بدون بعد می‌باشد بطوریکه این معادلات و نقشه‌های بدون بعد، اثرات نرخهای جریان، خواص فیزیکی هر یک از فازها، اندازه و شبی خط لوله را در نظر می‌گیرند.

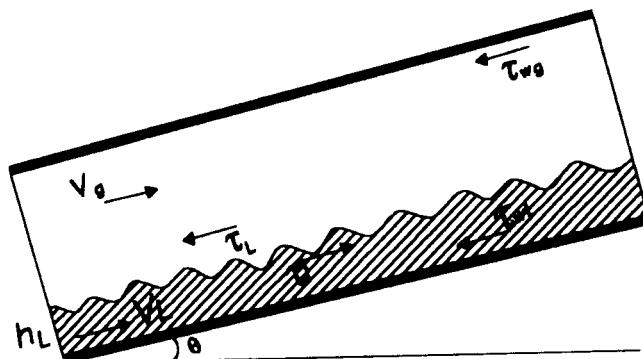
به منظور پیش‌بینی تحلیل الگوهای جریان دو فازی با استفاده از مدل‌های فیزیکی، تنها به معرفی مدل‌های ارائه شده توسط "Taitel - Dukler" (۱۹۷۶) و Barnea (۱۹۸۷) پرداخته می‌شود.

۱-۲-۵-۴ - پیش‌بینی الگوهای جریان با استفاده از روش Taitel-Dukler

در سال ۱۹۷۶، "Taitel-Dukler" روشی نیمه تئوری جهت تعیین انواع رژیمهای جریان در خطوط لوله افقی، ارائه نمودند. با توجه به اینکه متدالترین رژیم جریان دو فازی درون خطوط لوله افقی، رجیم جریان لایه‌ای می‌باشد لذا هنگام بررسی سایر رژیمهای جریان، باید مکانیزمی که باعث تغییر رژیم جریان لایه‌ای به دیگر رژیمهای می‌گردد، مورد تجزیه و تحلیل قرار گیرد. برای مدل‌سازی جریان لایه‌ای، "Taitel-Dukler" (۱۹۷۶) فرض نمودند که جریان سیال در طول خط لوله، تک بعدی و پایدار بوده و همچنین لوله می‌تواند نسبت به حالت افقی، کمی شیبدار باشد. با توجه به فرضیات فوق الذکر، متغیرهای نشان داده شده در شکل (۱۸-۴)، و با برقراری موازنی‌های اندازه حرکت برای هر یک از فازها می‌توان معادلات زیر را نوشت:

$$A_l \left(\frac{dP}{dx} \right) - \tau_{wl} S_l + \tau_i S_i - \rho_l A_l g \sin\theta = 0 \quad (33-4)$$

$$A_g \left(\frac{dP}{dx} \right) - \tau_{wg} S_g - \tau_i S_i - \rho_g A_g g \sin\theta = 0 \quad (34-4)$$



شکل ۱۸-۴: نمایی از جریان لایه‌ای در خطوط لوله شیبدار ("Taitel-Dukler", ۱۹۷۶)

در معادلات فوق، A_j و S_j بترتیب مساحت سطح مقطع و محیط دیواره اشغال شده (از خط لوله) توسط هر یک از فازهای گاز و مایع می‌باشند ($j = g, l$). همچنین ρ_j ، محیط فصل مشترک بین دو فاز و θ ، زاویه خط لوله نسبت به افق می‌باشد (جهت رو به بالا، مثبت فرض می‌شود). تنشهای برشی هر یک از فازهای مایع و گاز و تنش برشی فصل مشترک نیز بصورت زیر تعیین می‌شوند (Taitel-Dukler, ۱۹۷۶):

$$\tau_{wl} = f_l \left(\frac{\rho_l V_l}{\gamma} \right) \quad (35-4)$$

$$\tau_{wg} = f_g \left(\frac{\rho_g V_g}{\gamma} \right) \quad (36-4)$$

$$\tau_i = f_i \rho_g \left(\frac{(V_g - V_i)}{\gamma} \right) \quad (37-4)$$

همچنین ضرایب اصطکاک فازهای مایع و گاز را می‌توان با استفاده از روابط زیر محاسبه نمود:

$$f_l = C_l \left(\frac{D_l V_l}{\nu_l} \right)^{-n} \quad (38-4)$$

$$f_g = C_g \left(\frac{D_g V_g}{\nu_g} \right)^{-m} \quad (39-4)$$

در روابط فوق الذکر، D_l و D_g بترتیب قطرهای هیدرولیکی مربوط به فازهای مایع و گاز می‌باشند که توسط Agrawal و همکارانش (۱۹۷۳) بصورت زیر پیشنهاد شده است:

$$\checkmark D_l = \frac{\gamma A_l}{S_l} \quad (40-4)$$

$$\checkmark D_g = \frac{\gamma A_g}{S_g + S_i} \quad (41-4)$$

از معادلات (۴۰-۴) و (۴۱-۴) چنین استنباط می شود که مقاومت لایه مایع، شبیه به حالت کانال باز و مقاومت لایه گاز، شبیه به حالت کانال بسته می باشد. بعلاوه یکی از فرضهای در نظر گرفته شده در تحلیل "Taitel - Dukler" (۱۹۷۶)، که معادلات را به شکل خیلی ساده کاوش می دهد، این است که تنش فصل مترک با تنش فاز گاز روی دیواره لوله برابر می باشد ($\tau_i = \tau_{wg}$). این فرض بر مبنای V_i و V_g و اظهار نظر Gazley (۱۹۷۶) مبنی بر $f_i \equiv f_g$ در جریانهای لایه ای موجی می باشد. در تحلیل "Taitel - Dukler" (۱۹۷۶)، ضرایب C_l و C_g و ضرایب m و n در معادلات (۳۸-۴) و (۴-۳۹)، بصورت زیر محاسبه می شوند:

$$\left. \begin{array}{l} C_g = C_l = 0.046 \\ n = m = 0.2 \end{array} \right\} \quad \text{برای جریان درهم:}$$

$$\left. \begin{array}{l} C_g = C_l = 16 \\ n = m = 1 \end{array} \right\} \quad \text{برای جریان آرام:}$$

همچنین از آنجاکه مقدار $\frac{dP}{dx}$ در هر دو فاز گاز و مایع یکسان می باشد (البته با صرفنظر نمودن از تغییرات ارتفاع جانبی در فاز مایع) لذا با تلفیق معادلات (۴-۳۳) و (۴-۳۴)، می توان معادله زیر را نوشت:

$$\frac{\tau_{wl} s_l}{A_l} - \frac{\tau_{wg} s_g}{A_g} - \tau_i s_i \left(\frac{1}{A_l} + \frac{1}{A_g} \right) + (\rho_l - \rho_g) g \sin\theta = 0 \quad (42-4)$$

معادله فوق با استفاده از متغیرهای بدون بعد ارائه شده توسط "Taitel-Dukler" (۱۹۷۶)، بصورت زیر نوشته می شود:

$$X^1 \left[\left(\tilde{V}_l \tilde{D}_l \right)^{-n} \tilde{V}_l^1 \frac{\tilde{S}_l}{\tilde{A}_l} \right] - \left[\left(\tilde{V}_g \tilde{D}_g \right)^{-m} \tilde{V}_g^1 \left(\frac{\tilde{S}_g}{\tilde{A}_g} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_l} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_g} \right) \right] - 4Y = 0 \quad (43-4)$$

که در آن رابطه، پارامترهای X و Y بصورت زیر بدست می آیند:

$$X = \frac{\frac{C_l}{D} \left(\frac{V_{sl} D}{\nu_l} \right)^{-n} \rho_l (V_{sl})^r}{\frac{C_g}{D} \left(\frac{V_{sg} D}{\nu_g} \right)^{-m} \rho_g (V_{sg})^r} = \frac{\left| (dp/dx)_{sl} \right|}{\left| (dp/dx)_{sg} \right|} \quad (44-4)$$

اهم امتار رفتار مقطع

اهم امتار رفتار مقطع

$$Y = \frac{(\rho_g - \rho_l)}{\frac{C_g}{D} \left(\frac{V_{sg} D}{\nu_g} \right)^{-m} \rho_g (V_{sg})^r} = \frac{-(\rho_l - \rho_g) g \sin \alpha}{\left| (dp/dx)_{sg} \right|} \quad (45-4)$$

عبارت $\left| (dp/dx) \right|$ به افت فشار یک فاز زمانی که به تنها بی در خط لوله جریان می‌یابد، اختصاص داشته و افت فشار ظاهری نام دارد. پارامتر X همان پارامتر معروف "Lockhart - Martinelli" (۱۹۴۹) و پارامتر Y معروف به پارامتر شیب بوده که برای حالت خط لوله افقی برابر صفر می‌باشد. پارامتر Y نشان دهنده نیروهای نسبی عمل کننده روی فاز مایع در جهت جریان، به علت چگالی و افت فشار، می‌باشد. پارامترهای X و Y زمانی که نرخ‌های جریان هر یک از فازهای گاز و مایع، خواص فازها، قطر و شیب خط لوله مشخص باشند، برآحتی محاسبه خواهند شد.

تمام متغیرهای بدون بعد معرفی شده در رابطه (۴۳-۴)، با بالانویس (~)، به ارتفاع بدون بعد مایع داخل خط لوله جریان (\tilde{h}_l) بستگی دارند. عبارت دیگر:

$$\tilde{h}_l = \frac{h_l}{D} \quad (46-4)$$

بطوریکه می‌توان نوشت:

$$\tilde{S}_g = \cos^{-1} (2\tilde{h}_l - 1) \quad (47-4)$$

$$\tilde{S}_l = \pi - \tilde{S}_g \quad (48-4)$$

$$\tilde{S}_i = [1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2]^{1/2} \quad (49-4)$$

$$\tilde{A}_g = [\tilde{S}_g - (2\tilde{h}_l - 1) \tilde{S}_i] / 4 \quad (50-4)$$

$$\tilde{A}_l = (\pi - 4\tilde{A}_g) / 4 \quad (51-4)$$

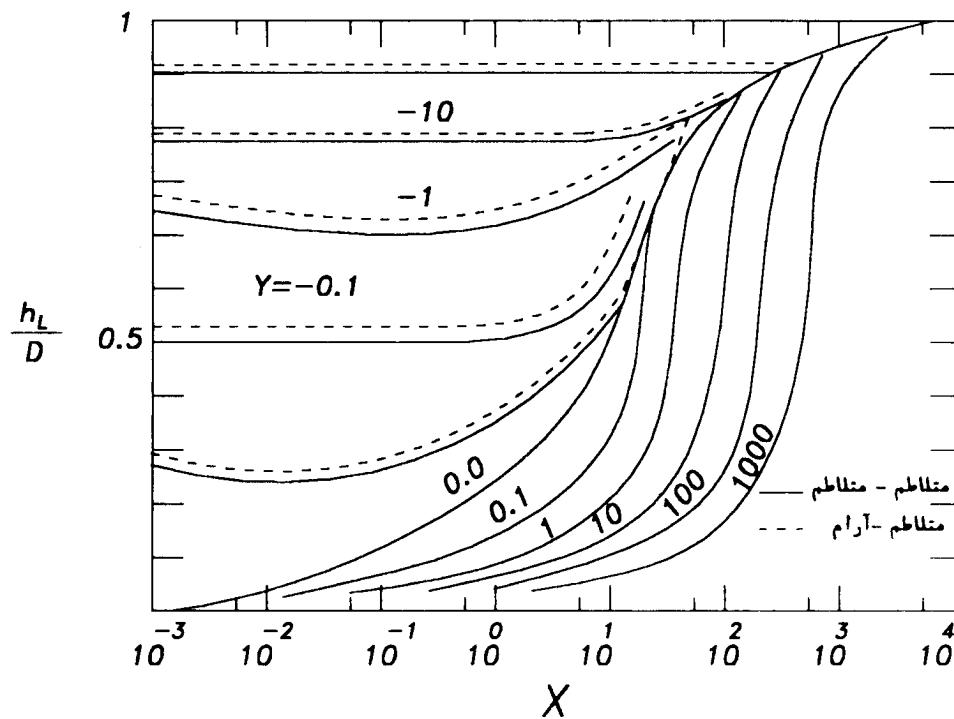
$$\tilde{V}_l = \pi / (4\tilde{A}_l) \quad (52-4)$$

$$\tilde{V}_g = \pi / (4\tilde{A}_g) \quad (53-4)$$

$$\tilde{D}_l = 4\tilde{A}_l / \tilde{S}_l \quad (55-4)$$

$$\tilde{D}_g = 4\tilde{A}_g / (\tilde{S}_g + \tilde{S}_l) \quad (56-4)$$

لازم بذکر است که معادله (۴۳-۴) توسط "Taitel-Dukler" (۱۹۷۶) برای حالت‌های جریان درهم و آرام بروش عددی مورد بررسی و تحلیل قرار گرفت که نتایج حل آنها در شکل (۱۹-۴) درآمده است.



شکل ۱۹-۴: تعیین ارتفاع مایع در حال تعادل در رژیم جریان لایه‌ای ("Taitel-Dukler", ۱۹۷۶)

همچنین به منظور شناسایی انواع رژیمهای جریان دوفازی، "Taitel-Dukler" (۱۹۷۶) گروههای بدون بعد K ، T ، F را بصورت زیر تعریف نمودند:

$$K = \left[\frac{\rho_g V_{sg}^{\gamma}}{(\rho_l - \rho_g) g \cos\theta} \times \frac{V_{sl}}{v_l} \right]^{0.5} \quad (57-4)$$

$$T = \left[\frac{(dp/dx)_{sl}}{(\rho_l - \rho_g) g \cos\theta} \right]^{0.5} \quad (58-4)$$

$$F = \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0.5} \left(\frac{V_{sg}}{\sqrt{g D \cos\theta}} \right) \quad (59-4)$$

مقادیر مربوط به این گروههای بدون بُعد، تنها تابع ارتفاع بدون بعد فاز مایع (\tilde{h}_l) و در نتیجه تابع پارامتر X می‌باشد که آن نیز، تابع پارامترهای مستقل سیستم می‌باشد. با توجه به نکات فوق، معیار انتقال برای هر رژیم جریان توسط "Taitel-Dukler" (۱۹۷۶) بصورت زیر ارائه می‌شود:

۴-۵-۱- انتقال از رژیم جریان لایه‌ای به جریان متناوب یا حلقوی پراکنده

در سال ۱۹۷۶ *Taitel* و همکارانش اظهار داشتند که گذر از رژیم جریان لایه‌ای تعادلی (دو فاز مایع و گاز در حال تعادل هستند)، به علت معیار ناپایداری "Kelvin- Helmholtz" می‌باشد. آنها جریان دوفازی لایه‌ای گاز و مایع درون خط لوله را با فرض وجود یک موج محدود در فصل مشترک گاز و مایع، درنظر گرفتند بطوریکه هنگام عبور جریان گاز از قله موج، به علت کاهش سطح مقطع مورد نیاز، سرعت گاز افزایش یافته و فشار گاز به علت اثر برنولی، کاهش می‌باید. در نهایت، موج تمايل به رشد پیدا می‌کند. از طرف دیگر نیروی ثقلی عمل کننده روی موج، تمايل به از بین رفتن موج دارد.

آنها جهت انتقال از رژیم جریان لایه‌ای، معیاری بصورت زیر پیشنهاد کردند:

$$F^2 \left[\frac{1}{(1 - \tilde{h}_l)^2} \left(\frac{\tilde{V}_g^2}{A_g} \right) \left(1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2 \right)^{0.5} \right] \geq 1 \quad (60-4)$$

۴-۲-۱-۲-۴- انتقال از رژیم جریان متناوب به جریان حلقوی پراکنده

تبديل رژیم جریان لایه‌ای به جریان متناوب یا حلقوی پراکنده، با افزایش شدت جریان مایع، بوسیله ضربی تشخیص داده می‌شود که بستگی به ارتفاع مایع در داخل لوله دارد. برای این منظور "Taitel-Dukler" (۱۹۷۶) پیشنهاد کردند که اگر $h_1 / h_2 > 0.5$ باشد، رژیم جریان، حلقوی پراکنده و اگر $h_1 / h_2 \leq 0.5$ باشد، رژیم جریان، رژیم متناوب باشد. از آنجاکه انتقال رژیمهای جریان در یک مقدار معین از h_1 صورت می‌پذیرد، لذا برای جریانهای افقی، این انتقال تنها در یک مقدار معین از پارامتر X ، امکان پذیر است.

۴-۲-۳-۱-۲-۵-۴- انتقال از رژیم جریان لایه‌ای صاف به جریان لایه‌ای موجی

امواج روی فصل مشترک صاف مایع، ممکن است در نتیجه حرکت جریان گاز روی مایع (در لوله‌های افقی) و یا به عنوان یک نتیجه از اثر نیروی ثقلی، حتی در غیاب جریان گاز (در لوله‌هایی با شیب رو به پایین)، بوجود آیند.

معیار زیر به عنوان یک نتیجه از اثر باد^۱، برای تولید امواج در فصل مشترک مایع و گاز توسط Taitel و همکارانش (۱۹۷۶) پیشنهاد شده است:

$$k \geq \left[\frac{2}{\tilde{V}_g \sqrt{\tilde{V}_1} \sqrt{S}} \right] \quad (۴-۱-۲)$$

در رابطه فوق، S ضربی حمایت Jeffery بوده که با استفاده از نتایج آزمایشگاهی برابر 0.03 در نظر گرفته شده است.

۴-۲-۵-۱-۲-۴- انتقال از رژیم جریان متناوب به رژیم جریان حبابی پراکنده

در رژیم جریان متناوب، با نزدیک شدن سطح تعادلی مایع به بالای لوله، تمایل مخلوط شدن فاز گاز با فاز مایع افزایش می‌یابد. انتقال از رژیم جریان متناوب به رژیم جریان حبابی پراکنده

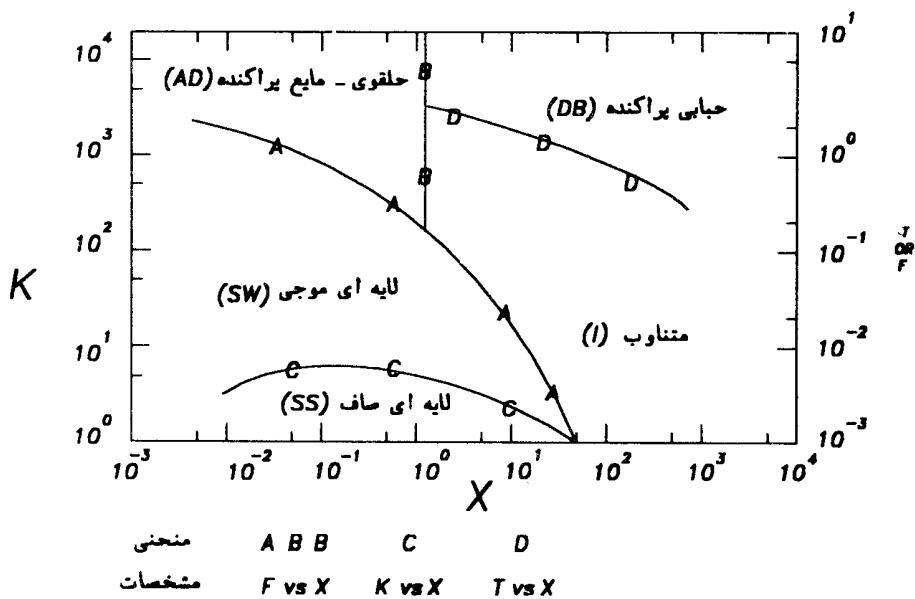
1- Wind Effect

زمانی صورت می‌پذیرد که تلاطم جریان به اندازه‌ای قوی باشد که بر نیروهای شناوری، که فاز اکاز را به بالای لوله می‌راند، غلبه نماید. معیار زیر جهت انتقال از رژیم جریان متناوب به جریان جایی پراکنده توسط "Taitel-Dukler" (۱۹۷۶) پیشنهاد شده است:

$$T^* \geq \left[\frac{\wedge \tilde{A}_g}{\tilde{V}_l^* \left(\tilde{V}_l \tilde{D}_l \right)^{-n} \tilde{S}_i} \right] \quad (82-4)$$

۴-۵-۲-۱-۵- نحوه تعیین انواع رژیمهای جریان دوفازی

با توجه به معیارهای فوق در انتقال الگوهای جریان، می‌توان نمودار انواع رژیمهای جریان را بر حسب گروههای بدون بعد X و مطابق شکل (۲۰-۴) ترسیم نمود.
 ("Taitel-Dukler", ۱۹۷۶)



شکل ۴-۲۰: مرزیندی عمومی انتقال الگوهای جریان دو فازی در روش "Taitel-Dukler" (۱۹۷۶)

لازم بذکر است که روش مذکور، روش عمومی مناسب جهت ارزیابی و تعیین انواع رژیمهای رژیمهای جریان موجود درون خطوط لوله افقی می‌باشد ولی مبانی فیزیکی آن روش، قابل حفظ و تعمیم نمی‌باشند. همچنین در روش مذکور، نقش گرانزوی بسیار ضعیف بوده و اثرات شیب خط لوله نیز در جایی منعکس نگردیده است.

۲-۵-۴- پیش‌بینی الگوهای جریان با استفاده از روش Barnea

در سال ۱۹۸۷، Barnea با استفاده از مکانیزم‌های فیزیکی معتبری و معادلات موثر، معیار انتقال برای هر رژیم جریان را بصورت زیر ارائه نمود:

۱-۲-۵-۴- انتقال از رژیم جریان حبابی پراکنده

رژیم جریان حبابی پراکنده^۱، معمولاً در نرخ‌های بالای جریان مایع ظاهر می‌شود. در هر حال، شرایطی وجود دارد که تحت آن شرایط، در نرخ‌های کم جریان مایع، حباب‌های مجزای کوچکی ظاهر می‌شوند که بعنوان جریان حبابی نامیده می‌شوند. تشخیص بین جریان حبابی و جریان حبابی پراکنده، همیشه بطور کامل‌اً واضح و ممکن نمی‌باشد. بطوریکه رژیم جریان حبابی پراکنده در تمامی گستره شیب خط لوله مشاهده شده در حالیکه رژیم جریان حبابی فقط در جریان‌های قائم و کمی انحراف از حالت قائم و در لوله‌هایی با قطر نسبتاً زیاد، مشاهده می‌شود. لازم به ذکر است که رژیم جریان حبابی در صورت برقراری شرایط زیر، می‌تواند درون خط لوله وجود داشته باشد (Barnea, ۱۹۸۷):

(الف) قطر خط لوله مطابق با رابطه زیر به اندازه کافی بزرگ باشد (Taitel, ۱۹۸۰ و همکاران):

$$D > 19 \left[\frac{(\rho_l - \rho_g)\delta}{\rho_l^2 g} \right]^{1/5} \quad (63-4)$$

(ب) زاویه شیب خط لوله نسبت به افق (θ)، بدست آمده از رابطه زیر، بقدر کافی بزرگ باشد تا از مهاجرت حبابها به قسمت بالای خط لوله، ممانعت به عمل آید (Barnea, ۱۹۸۵ و همکاران):

1- Dispersed Bubble Flow

$$\frac{\cos \theta}{\sin^2 \theta} = \left(\frac{3}{4} \cos 45^\circ \right) \frac{V_s}{g} \left(\frac{C_l \gamma}{D} \right) \quad (64-4)$$

در رابطه فوق، V_s سرعت بالا رونده حباب، C_l ضریب بالابر و γ ضریب تحریف حباب می‌باشد. مقدار متوسط پیشنهادی برای $C_l = 0.8$ بوده (Streeter, ۱۹۶۱) و مقدار γ بین $1/1$ تا $1/5$ می‌باشد (برمبنای مشاهدات تجربی Barnea (۱۹۸۷)).

هنگامی که دو شرایط (الف) و (ب) برقرار باشند، جریان حبابی حتی در غیاب نیروهای درهم^۴ یعنی در نرخ‌های کم جریان مایع نیز مشاهده خواهد شد. گذر از جریان حبابی به جریان لخته‌ای هنگامی که کسر فضای خالی گاز^۵ (α) از مقدار بحرانی $\alpha_c = 0.25$ تجاوز کند، بوقوع خواهد پیوست. معادله این انتقال بصورت زیر ارائه شده است (Taitel, ۱۹۸۰) و همکاران):

$$V_{sl} = \frac{1-\alpha}{\alpha} V_{sg} - 1/53(1-\alpha) \left[g \frac{(\rho_l - \rho_g)\sigma}{\rho_l^2} \right]^{1/25} \sin \theta \quad (65-4)$$

که در آن:

$$\alpha = \alpha_c = 0.25$$

چنانچه نرخ جریان مایع افزایش یابد. به علت وجود نیروهای درهم، حبابهای پراکنده حتی برای $\alpha > 0.25$ نیز وجود خواهند داشت زیرا نیروهای درهم باعث ایجاد آشفتگی و تجزیه حباب‌های گاز شده و از انباستگی آنها جلوگیری می‌کنند.

mekanizm گذر از رژیم جریان حبابی پراکنده در ابتدا توسط Taitel و همکاران (۱۹۸۰) برای جریان قائم رو به بالا پیشنهاد گردید و در سال ۱۹۸۶ توسط Barnea و همکارانش بالاحساب اثرات شبیه خط لوله، مورد اصلاح قرار گرفت که نتیجه آن، بصورت رابطه زیر ارائه می‌شود:

1- Bubble Rise Velocity

2- Lift Coefficient

3- Distortion Coefficient

4- Turbulent Force

5- Gas Void Fraction

$$D_c \geq \left[0.725 + 4/15 \left(\frac{V_{sg}}{V_m} \right)^{0.5} \right] \left(\frac{\sigma}{\rho_l} \right)^{\frac{2}{5}} \left(\frac{2f_m V_m^3}{D} \right)^{\frac{-3}{5}} \quad (66-4)$$

در نامعادله فوق، V_m سرعت جریان دو فازی و f_m ، ضریب اصطکاک برمبنای سرعت جریان دوفازی می‌باشد. در شرایط مرزی انتقال، قطر حباب (D_c) تابعی از سرعت مایع و زاویه شیب خط لوله بوده و مقدار آن به عنوان کوچکترین مقدار بین دو مقدار D_{CD} و D_{CB} در نظر گرفته شده است. بیشترین قطر بحرانی حباب (D_{CD})، قطری است که اگر قطر حباب از آن مقدار بیشتر شود، حباب تغییر شکل خواهد داد. مقدار D_{CD} از رابطه زیر محاسبه خواهد شد (Barnea, ۱۹۸۶):

$$D_{CD} = 2 \left[\frac{0.4\sigma}{(\rho_l - \rho_g)g} \right]^{0.5} \quad (67-4)$$

کمترین قطر بحرانی حباب (D_{CB})، قطری می‌باشد که اگر قطر حباب از آن مقدار کمتر شود، از مهاجرت حبابها به قسمت بالای خط لوله ممانعت بعمل می‌آید. مقدار D_{CB} از رابطه زیر محاسبه می‌شود (Barnea, ۱۹۸۶):

$$D_{CB} = \frac{3}{8} \left[\frac{\rho_l}{\rho_l - \rho_g} \right] \frac{f_m V_m^3}{g \cos \theta} \quad (68-4)$$

رابطه فوق در محدوده $0.52 \leq \alpha \leq 0$ معتبر می‌باشد بطوریکه اگر کسر فضای خالی گاز از مقدار 0.52 بیشتر شود، حبابها به یکدیگر می‌پیوندند، حتی اگر مقدار آشفتگی زیادی درون خط لوله وجود داشته باشد (مثلاً در نرخ‌های بالای جریان مایع). منحنی انتقال که این شرایط را توصیف می‌کند، بصورت رابطه زیر بیان می‌شود (Barnea, ۱۹۸۶):

$$V_{sl} = V_{sg} \frac{1 - \alpha}{\alpha} \quad (69-4)$$

در رابطه فوق، $0.52 = \alpha$ می‌باشد.

معیار انتقال ارائه شده در این قسمت همان معیار معرفی شده توسط "Taitel - Dukler" (۱۹۷۴) را، انتقال از رژیم جریان لایه‌ای به جریان متناوب یا حلقوی پراکنده می‌باشد.

۴-۵-۲-۳-۲-۴- انتقال از رژیم جریان لایه‌ای به جریان حلقوی

نامعادله (۴-۶)، معیاری را ارائه می دهد که تحت آن، انتظار می رود امواج محدود در سطح فصل مشترک جریان لایه ای، رشد کرده و رژیم جریان لخته ای و یا حلقوی را نتیجه دهد. بغیر از اثر "Kelvin - Helmholtz" ، رژیم جریان لایه ای در شرایط خاص دیگری می تواند به رژیم جریان حلقوی انتقال یابد. در جریان لایه ای با شبیب تند رو به پایین، مکانیزم دیگری انتقال از جریان لایه ای پایدار را به جریان حلقوی، در نرخ های پایین جریان گاز، سبب می شود .(Barnea ، ۱۹۸۲)

در شیب‌های تند رو به پایین، سطح مایع کوچک و سرعت مایع (V) خیلی زیاد می‌باشد. تحت این شرایط، در فصل مشترک آشفته و متواج گاز و مایع، قطرات مایع از هم گسته شده و ممکن است روی دیواره بالایی لوله تنشین شوند و یک لایه^۱ حلقوی را نتیجه دهند. شرط لازم برای این که این نوع جریان حلقوی بوقوع بیرونند، بصورت رابطه زیر ارائه می‌شود (۱۹۸۲b)

$$Z = \frac{\left(\frac{dp}{dx}\right)_{sl}}{\rho_l g \cos\theta} \geq \gamma \left(\frac{\tilde{A}_l}{\tilde{A}} \right)^r (1 - \tilde{h}_l) \frac{f_{sl}}{f_l} \quad (\text{V-4})$$

که در آن:

$$\tilde{A} = \tilde{A}_t + \tilde{A}_g \quad (V1-4)$$

در نامعادله فوق، f_1/f_2 ضریب اصطکاک فاز مایع و f_3/f_4 ، ضریب اصطکاک مایع در حالتی که به تنهایی در خط لوله جریان دارد، می‌باشد. برای لوله‌های زیر و اعداد رینولدز بالا، مقدار f_1/f_2 می‌باشد. همچنین برای لوله‌های صاف، رابطه زیر برقرار است (Taitel ۱۹۷۷):

$$\frac{f_{sl}}{f_l} = (\tilde{D}_l \tilde{V}_l)^n \quad (72-4)$$

۴-۲-۵-۴- انتقال از رژیم جریان حلقوی به جریان متناوب

در سال ۱۹۸۶، Barnea مدلی جهت انتقال از رژیم جریان حلقوی به جریان متناوب ارائه نمود. در این مدل، اثرات شبیب خط لوله در نظر گرفته شده است. مطابق این مدل، انتقال از رژیم جریان حلقوی زمانی اتفاق می‌افتد که هسته گازی در هر موقعیتی از خط لوله توسط توده مایع، مسدود شود. مسدود شدن هسته گازی ممکن است نتیجه دو مکانیزم زیر باشد:

(الف) - ناپایداری لایه مایع، به علت جریان رو به پایین جزئی مایع نزدیک دیواره، که مسدود شدن هسته گاز در ورودی را نتیجه می‌دهد.

(ب) - مسدود شدن هسته گازی ناشی از مقدار زیاد مایع تجمع یافته درون ناحیه فیلم.

شرط لازم برای ناپایداری لایه مایع (مکانیزم الف) از قرار زیر می‌باشد:

$$-Y \geq \frac{2 - \frac{\gamma}{\gamma} H_l}{H_l \left[1 - \frac{\gamma}{\gamma} H_l \right]} X^2 \quad (73-4)$$

مسدود شدن هسته گاز بوسیله توده‌های مایع (مکانیزم ب)، هنگامی اتفاق می‌افتد که موجودی مایع در ناحیه فیلم بقدر کافی زیاد باشد بطوریکه مایع موجود، شرایط لازم برای ایجاد پل درون لوله را فراهم آورد.

شرط لازم برای تشکیل لخته بصورت رابطه زیر نشان داده شده است (Barnea, ۱۹۸۶):

$$\frac{A_l}{A.R_{sm}} = \frac{H_l}{R_{sm}} \geq 0.5 \quad (74-4)$$

در رابطه فوق، R_{sm} کمترین مقدار مایع تجمع یافته در داخل لخته مایع می‌باشد. بطوریکه امکان تشکیل پل مناسب روی محل عبور گاز را فراهم می‌آورد. مقادیر کوچکتر از R_{sm} ، به علت

افزایش کسر فضای خالی گاز، تشکیل لخته را غیر ممکن می سازد (Barnea, ۱۹۸۵). اگر $R_{sm} = ۰/۴۸$ در نظر گرفته شود، این مقدار مایع تجمع یافته درون لخته، در شرایط مرزی انتقال رژیم جریان حلقوی به جریان متناوب در گستره پهناوری از شرایط جریان می باشد (Barnea, ۱۹۸۶).

mekanizmeha (الف) و (ب) هر دو بربنای مشخصات ساختمان فیلم جریان حلقوی هستند. چنانچه نرخ های جریان و یا زاویه خط لوله در شبکه های متنوعی تغییر کند، یک تغییر آرام در مکانیزم کنترل کننده، حاصل می شود.

لازم به توضیح است که مدل پیشنهادی در بالا فقط در خارج از گستره جریان لایه ای پایدار، مورد استفاده قرار می گیرد.

۴-۵-۲-۵- تقسیم بندی رژیم جریان متناوب

رژیم جریان متناوب معمولاً به رژیم های جریان لخته ای، حبابی کشیده، کف الود تقسیم بندی می شود. اصولاً این سه رژیم جریان وضعیت یکسانی نسبت به توزیع فصل مشترک های گاز و مایع دارند. در این رژیم های جریان، لخته های مایع بوسیله حباب های بزرگ و گلوله ای شکل از یکدیگر جدا می شوند. در جریان لخته ای، پل های مایع شامل حباب های کوچک گاز می باشند. رژیم جریان حبابی کشیده به عنوان حالت حدی رژیم جریان لخته ای، زمانی که لخته های مایع عاری از حباب های همراه هستند، در نظر گرفته می شود.

رژیم جریان کف الود بر عکس رژیم جریان حبابی کشیده است و هنگامی بوقوع می پیوندد که مقدار گاز تجمع یافته در داخل لخته مایع، به بیشترین مقدار خود رسیده باشد و چنانچه مقدار گاز تجمع یافته در داخل لخته مایع از این مقدار بیشینه تجاوز نماید، لخته های مایع متلاشی می شوند.

در سال ۱۹۸۵ Barnea یک مدل فیزیکی برای پیش بینی مقدار گاز تجمع یافته در داخل لخته مایع (H_{lg}) ارائه نمود. براساس این مدل، مقدار گاز تجمع یافته روی خط انتقال از رژیم جریان حبابی پراکنده، بیشترین مقدار گاز تجمع یافته ای است که لخته مایع بصورت حباب های

پراکنده در یک سرعت مخلوط داده شده (V_m), می‌تواند در خود جای دهد. هنگامیکه خواص سیال و قطر خط لوله مشخص باشند، H_{gs} از رابطه زیر محاسبه می‌شود (۱۹۸۵) ("Barnea - Brauner",

$$H_{gs} = 1 - R_s = 0.058 \left[D_c \left(\frac{f_m}{D} V_m^2 \right)^{\frac{2}{5}} \left(\frac{\rho_l}{\sigma} \right)^{\frac{2}{5}} - 0.725 \right]^2 \quad (75-4)$$

اگر در معادله فوق، $R_s = 0$ شود، درون لخته‌های مایع، گاز تجمع یافته وجود نداشته و رژیم جریان، حبابی کشیده خواهد بود. از طرفی هنگامی که مقدار گاز تجمع یافته در لخته‌های مایع به مقدار بیشینه ($R_s = 0.052$) برسد، پیوستگی لخته‌های مایع که سرشار از حباب‌های گاز می‌باشند، به علت تجمع حباب‌های گاز و تشکیل ناحیه‌ای با غلظت بالای گاز درون لخته مایع، از بین رفته و در نتیجه، الگوی جریان مهآلود بوجود خواهد آمد.

۴-۵-۲-۲-۶- انتقال از رژیم جریان لایه‌ای صاف به لایه‌ای موجی

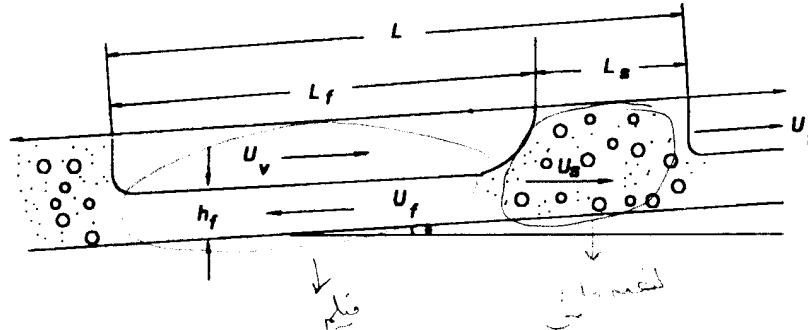
برای جریانهای متلاطم در لوله‌های صاف، Barnea و همکاران (۱۹۸۲b) معیار زیر را برای شروع امواج در جریان لایه‌ای صاف، ارائه نمودند:

$$\frac{V_{sl}}{\sqrt{gD}} \geq 1/5 \sqrt{\tilde{h}_l} \left(\tilde{A}_l / \tilde{A} \right) \quad (76-4)$$

۴-۵-۲-۳- پیش‌بینی رژیمهای جریان با استفاده از روش "Minami-shoham"

روش ارائه شده توسط "Minami-shoham" (۱۹۹۴) جهت پیش‌بینی انواع رژیمهای جریان موجود در خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی، برمنای پایداری ساختار رژیم جریان لخته‌ای درون لوله می‌باشد. بطوریکه در این روش فرض می‌شود که ابتدا رژیم جریان لخته‌ای درون خط لوله موجود می‌باشد. سپس با استفاده از معادلات مناسب جریان لخته‌ای، تمامی مشخصات

جریان لخته‌ای تعیین می‌شوند. تجزیه و تحلیل این مشخصات، منجر به تشخیص انواع رژیمهای جریان موجود درون خطوط لوله جریانهای دو فازی می‌شود. برای تعیین مشخصات رژیم جریان لخته‌ای موجود، ابتدا از مدل جریان لخته‌ای پایدار نشان داده شده در شکل (۲۱-۴)، که نمای ساده‌ای از مدل پیشنهاد شده "Dukler-Hubbard" (۱۹۷۵) می‌باشد، استفاده می‌شود.



شکل ۲۱-۴: نمایشی از مدل جریان لخته‌ای پایدار Taitel ۱۹۸۹ و همکاران

همانطور که از شکل فوق ملاحظه می‌شود، جریان‌های لخته از دو قسمت بنام ناحیه لخته مایع و ناحیه فیلم تشکیل شده‌اند. طول ناحیه لخته مایع برابر l_f و طول ناحیه فیلم برابر l_s می‌باشد. بنابراین طول واحد لخته (l) بصورت زیر قابل محاسبه است (Taitel, ۱۹۸۹ و همکاران):

$$l = l_s + l_f \quad (77-4)$$

اولین پارامتر مشخصه جریان‌های لخته‌ای، پارامتر R_s (مقدار مایع تجمع یافته درون ناحیه لخته) بوده که با استفاده از رابطه تجربی Gregory و همکاران (۱۹۷۸) بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$R_s = \frac{1}{1 + (V_s/8/66)^{1/38}} \quad (78-4)$$

در رابطه فوق، اگر مقدار R_s کمتر و یا مساوی $48/0$ باشد، باید R_s را معادل $48/0$ قرار داد.

همچنین سرعت حرکت لخته (V_s) بصورت زیر تعیین می‌شود (Nicholson, ۱۹۷۸) و همکاران (Nicholson, ۱۹۷۸):

$$V_s = \frac{V_{sg} - V_d (R_s - H_l)}{1 - H_l C + (C - 1) R_s} \quad (79-4)$$

ثابت C ، توسط Nicholson و همکاران (۱۹۷۸)، برابر $1/2$ انتخاب شده است. همچنین سرعت شناوری (V_d) با استفاده از رابطه Bendikson (Bendikson, ۱۹۸۴)، در جریانهای قائم، بصورت زیر تعیین می‌شود:

$$V_d = 0.35 (gD)^{1/5} \quad (80-4)$$

سرعت شناوری در مورد جریانهای افقی و جریانهای نسبتاً شیبدار، تقریباً صفر فرض می‌شود (Hassan - Kabir, ۱۹۸۶).

دومین پارامتر مشخصه جریانهای لخته‌ای، پارامتر H_l (مقدار مایع تجمع یافته در واحد لخته) بوده که بصورت زیر تعیین می‌شود (Taitel, ۱۹۸۹) و همکاران (Taitel, ۱۹۸۹):

$$H_l = R_s (l_s/l) + R_f (l_f/l) \quad (81-4)$$

در رابطه فوق، R_f مقدار مایع تجمع یافته در ناحیه فیلم می‌باشد.

بنابراین "Minami-shoham" (Minami-shoham, ۱۹۹۴) با تعیین دو پارامتر مشخصه جریانهای لخته‌ای (H_l ، R_f) معیارهایی را برای انتقال انواع رژیمهای جریان دوفازی پیشنهاد دادند بطوریکه اگر $R_s < H_l < 0.26$ باشد، رژیم جریان درون خط لوله، رژیم جریان حبابی پراکنده و اگر $0.26 < R_s < R_f$ باشد، رژیم جریان موجود، رژیم جریان لایه‌ای یا حلقوی، خواهد بود. حد پایین پیشنهاد شده برای پارامتر R_f ، کمترین مقدار ممکن مایع تجمع یافته درون ناحیه لخته بوده که توسط Scott-Kouba (Scott-Kouba, ۱۹۹۰) پیشنهاد گردیده است. همچنین "Minami-shoham" (Minami-shoham, ۱۹۹۴) معیار دیگری جهت پیش‌بینی نحوه انتقال انواع رژیمهای جریان موجود درون خطوط لوله جریانهای دوفازی با استفاده از مقدار پارامتر $\frac{1}{l}$ پیشنهاد داده‌اند بطوریکه اگر $1 > \frac{1}{l}$ باشد، رژیم جریان، حبابی پراکنده بوده و اگر پارامتر $1 < \frac{1}{l}$ باشد، رژیم جریان، رژیم جریان لایه‌ای یا

حلقوی خواهد بود در این روش جهت تعیین نحوه انتقال رژیم جریان لایه‌ای به رژیم جریان حلقوی، از معیار ناپایداری *Kelvin-Helmholtz* ارائه شده توسط *Taitel - Dukler* (۱۹۷۶) استفاده می‌شود. همچنین این روش می‌تواند جهت پیش‌بینی انواع رژیمهای جریانهای موجود درون خطوط لوله انتقال جریانهای دو فازی ناپایدار نیز مورد استفاده قرار گیرد ("Minami-Shoham", ۱۹۹۴)

فصل پنجم

مبانی طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

۱-۱- مقدمه

معمولاً طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی در حالت پایدار، با استفاده از یکی از روش‌های ذیل انجام می‌گیرد:

- ۱- استفاده از معادلات مناسب جریان تک فازی بهمراه یک ضریب اینمنی^۱
- ۲- استفاده از معادلات و روابط تجربی پایدار جریانهای دوفازی^۲

در روش اول (*SPSF*)، از روابط تجربی و یا معادلات تحلیلی مناسب موجود در طراحی خطوط لوله انتقال جریان تک فازی بهمراه یک ضریب اینمنی، بدلیل افت فشار زیاد موجود در جریانهای دوفازی، جهت طراحی خطوط لوله دوفازی استفاده می‌شود. لازم بذکر است که نتایج حاصل از انجام این روش، عموماً منجر به دو حالت طراحی بیش از اندازه^۳ و طراحی کمتر از اندازه^۴ خواهد شد. انجام طراحی بیش از اندازه، مشکلات عده‌ای را بهمراه نداشته در صورتیکه انجام طراحی کمتر از اندازه، باعث ایجاد خطر برای خط لوله و تجهیزات جانبی آن می‌شود

1- *Single-Phase Safety Factor*

3- *Over Design*

2- *Steady Empirical Two - Phase Flow*

4- *Under Design*

(Schwelkert, ۱۹۸۶). همچنین هنگامیکه مقدار مایع چگالیده شده 1 درون خط لوله ناچیز باشد، استفاده از این روش خیلی خوب می‌تواند از انجام طراحی کمتر از اندازه خط لوله جلوگیری نماید. در اغلب اوقات، مقدار مایع چگالیده شده درون خط لوله بمقدار کافی با اهمیت بوده (نظیر خطوط لوله انتقال گازهای معیانی) بطوریکه استفاده از این روش منجر به پیدایش خطاهای زیادی در انجام محاسبات طراحی خواهد گردید (Orange, ۱۹۷۳).

در حالیکه در روش دوم (SETP) از روابط تجربی (بعضًا نیمه تجربی) جهت انجام محاسبات طراحی خطوط لوله جریانهای دوفازی استفاده می‌شود. بطوریکه تمامی این روابط تجربی براساس اطلاعات محدود و مختص به خطوط لوله با قطر کم، در فشار پایین (شرایط آزمایشگاهی) و برای سیستمهای ساده‌ای نظیر مخلوط آب و هوا بدست آمده‌اند. شرایط اعمال شده در دقت و قابلیت انعطاف روش فوق، یک محدودیت را در بکارگیری این روش بعنوان یک ابزار طراحی خطوط لوله جریانهای دوفازی بوجود می‌آورد. بطوریکه برون یابی این اطلاعات و استفاده از این روابط تجربی در طراحی خطوط لوله عملیاتی و واقعی انتقال جریانهای دوفازی (نظیر خطوط لوله انتقال گاز معیانی)، منجر به پیدایش خطاهای زیادی در طراحی خواهد گردید (Mucharam, ۱۹۹۰ و همکاران).

باید توجه داشت که روابط تجربی موجود جهت طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی را می‌توان در حالت کلی یه سه دسته زیر، تقسیم بندی نمود:

الف - در دسته اول، لغزش بین دو فاز گاز و مایع و نیز تغییرات رژیم جریان در نظر گرفته نمی‌شوند. لذا مقدار جرم ویژه مخلوط دوفازی براساس نسبت مایع تجمع یافته در حالت عدم لغزش در هر قسمت از خط لوله محاسبه شده و تنها یک رابطه برای محاسبه ضریب اصطکاک جریان دوفازی مورد نیاز است.

ب - در دسته دوم، لغزش بین دو فاز گاز و مایع و هم تغییرات رژیم جریان در نظر گرفته نمی‌شود. در این روش دو معادله جداگانه جهت محاسبه ضریب اصطکاک و مقدار مایع تجمع یافته مورد استفاده قرار می‌گیرد.

ج - در دسته سوم هم لغزش بین دو فاز و هم تغییرات رژیم جریان مورد توجه قرار می‌گیرند. در این گروه علاوه بر استفاده از روابط مختلف جهت محاسبه مقدار مایع تجمع یافته و ضریب

اصطکاک، معادلاتی نیز جهت پیش‌بینی نوع رژیم جریان دوفازی مورد نیاز می‌باشند بطوریکه با تعیین نوع رژیم جریان، معادلات مربوطه را بدست می‌آورند.

ذکر این نکته قابل توجه است که مکانیزم تغییرات رژیم جریان در بعضی موارد از نظر فیزیکی مورد توجه قرار نگرفته و برای تعیین رژیم‌های جریان از منحنی‌های تجربی استفاده می‌شود. بدینه است که نتایج حاصل از دسته سوم از دو دسته دیگر دارای دقت پیشتری بوده و از روابط تجربی دو دسته دیگر زمانی می‌توان استفاده نمود که فرضیات در نظر گرفته شده در آنها برای اعمال شرایط مورد نظر، قابل قبول باشد. بعنوان مثال هنگامیکه نرخ جریان گاز زیاد بوده و رژیم جریان دوفازی مهآلود باشد، از لغزش بین فازها می‌توان صرفنظر نمود. اما در مورد جریان لایه‌ای و یا لخته‌ای از لغزش بین فازها نمی‌توان صرفنظر کرد.

در این کتاب، بعضی از روابط تجربی متداول، جهت طراحی هیدرولیکی (مقدماتی) اغلب خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی (در حالت پایدار) در حالتهای افقی، شیدار و قائم بر ترتیب در فصول ۶، ۷ و ۸ ارائه می‌شوند.

۲-۵- مراحل طراحی مقدماتی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

مراحل طراحی مقدماتی خطوط لوله جریانهای دوفازی، جهت تعیین مقادیر افت فشار و مایعات تجمع یافته، بر ترتیب بصورت زیر می‌باشد:

مرحله اول: تعیین ترکیب درصد، نرخ حجمی و شرایط عملیاتی گاز و رودی به خط لوله

مرحله دوم: تعیین مشخصات خط لوله از قبیل قطر، طول و تغییرات ارتفاع خط لوله

مرحله سوم: تعیین ضریب کلی انتقال حرارت و انجام موازنۀ حرارتی در قطعه‌ای با طول معین از خط لوله

مرحله چهارم: انجام محاسبات تبخیر ناگهانی و در نتیجه تعیین آنتالپی هر یک از فازهای گاز و مایع با استفاده از یک معادله حالت مناسب در قطعه‌ای با طول معین از خط لوله

مرحله پنجم: تعیین انواع الگوهای جریان مختلف موجود درون هر قسمت از خط لوله

مرحله ششم: محاسبه مقادیر افت فشار و مایعات تجمع یافته درون هر قسمت از خط لوله با توجه به نوع رژیم جریان موجود در آن قسمت و سپس تعیین مقادیر کلی افت فشار و مایعات تجمع یافته در طول کل خط لوله. در این مرحله باید توجه داشت که اگر جریان درون خط لوله

دوفازی بصورت پایدار باشد، بایستی از روابط تجربی و یا معادلات تحلیلی مناسب ارائه شده در فصول ششم الى نهم جهت محاسبه پارامترهای مورد نیاز طراحی خطوط لوله دوفازی استفاده نمود. همچنین در صورت طراحی خطوط لوله جریانهای دوفازی در حالت ناپایدار (در هنگام راهاندازی و متوقف نمودن عملیات خط لوله)، بایستی از معادلات و روابط تحلیلی مناسب موجود در فصل دهم، جهت تعیین انواع رژیمهای جریان دوفازی ناپایدار و همچنین محاسبه مقادیر افت فشار و مایعات تجمع یافته درون خطوط لوله، استفاده نمود.

الف - اینستاده از راهنمایی صنایع هیدرولیک خطوط لوله، آن نوسانات احتمالی مدل از «مدار» این نام
حالی را داشته باشد.

✓ ۳-۵- عوامل مؤثر در طراحی هیدرولیکی خطوط لوله جریانهای دوفازی

- سب - اینستاده از این اعیانهای محدوده انتقال جریان دوفازی بایستی نکات زیر را مورد توجه قرار داد:
- ۱- در هنگام طراحی خطوط لوله جریانهای دوفازی پایدار با استفاده از روابط تجربی (بغیر از خطوط لوله انتقال گاز میانی و خطوط لوله جریان دوفازی ناپایدار)، بایستی توجه داشت که هر یک از روابط تجربی موجود براساس بانک اطلاعاتی حاصل از سیستم مورّد آزمایش آن محقق گسترش یافته است و نمی‌توان صراحتاً یک رابطه را بر رابطه دیگر ترجیح داد. بطوریکه برخی از این روابط تجربی در یک محدوده، جواب قابل قبول و در خارج از آن محدوده، جواب غیرقابل قبول ارائه می‌دهند. با در نظر گرفتن نکات فوق، جهت طراحی خطوط لوله مذکور، مناسبتر است با استفاده از روش‌های موجود، یک محدوده پایین و بالا برای پارامترهای طراحی انتخاب کرده و طراحی را طوری انجام داد که نتایج حاصله در داخل این محدوده قرار گیرند. شایان ذکر است که در این حالت، طراحی بایستی بطریقی انجام گیرد که خط لوله توانایی تحمل نوسانات احتمالی فشار از مقدار حداقل تا حداقل را داشته باشد و همچنین تدبیر لازم برای تجهیزات انتها (خط لوله (نظیر لخته گیرها) در نظر گرفته شود.
- ۲- طراحی مناسب یک خط لوله انتقال جریان دوفازی، در صورتی با شرایط واقعی (عملیاتی) سازگار خواهد بود که از اطلاعات اولیه خطوط لوله موجود دوفازی، استفاده شود در اینصورت لازم است خط لوله موجود، ابتدا عاری از مایعات تجمع یافته شده و سپس براساس شرایط طراحی، در نرخهای حجمی متفاوت، مقادیر افت فشار و مایع تجمع یافته درون خط لوله را اندازه گیری نمود. با توجه به اطلاعات بدست آمده، خط لوله انتقال جریان

دوفازی را می‌توان یا دقیق‌تر و کارآیی بالاتر، طراحی نمود.

۳-د. طاحم. یک خط لوله انتقال حمیان دوفازی، لازم است خصوصیاتی که بیانگر تصویر

و افع استفاده از آن خط ل له د، آسنه م باشند را در نظر گفت. چنین تصویری رامی توان

یاد نظر گفت: شاطئ زیر ارزیابی نمود:

- شرایط رئولوژیکی
 - شرایط مخزن
 - شرایط تولید
 - نیاز مصرف کننده

بعنوان مثال از آنجا که عملکرد و رفتار مخازن هیدرولکربوری به گونه‌ای است که نسبت گاز به مایع، متناسب با زمان، تغییر می‌نماید، لذا میزان دقیق نرخ حجمی جریان دوفازی درون خط لوله مشخص نموده و بنابراین طراحی خط لوله جریان دوفازی براساس روش سعی و خطأ و با

نرخ حجمی کمتر از ظرفیت طراحی شده، انجام می‌شود. / ۱ کوچک‌ترین درجه احتیاج را درین حالت بروای از دهنده می‌دانند. از این‌جا که این سیستم می‌تواند فشار پذیری بسیاری از هدایت‌گاز را باشد، آنرا می‌توان در این شرایط استفاده کرد.

۴-۵-مشکلات عملیاتی طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

وجود آب و مایعات گازی در خطوط لوله جمع‌آوری و انتقال گاز طبیعی (بصورت جریانهای چندفازی)، موجب پیدایش مشکلات ذیل در حین عملیات اینگونه خطوط لوله می‌شود:

- تشکیل هیدرات گاز طبیعی و در نتیجه، کاهش راندمان و اینمی خطر لوله انتقال جریان
 - خوردگی و فرسایش بدنه لوله و در نتیجه، بروز پدیده نشتی در خطوط
 - تجمع مایعات در خطوط لوله و در نتیجه کاهش راندمان انتقال جریان

در این فصل به بحث و بررسی در ارتباط با هر یک از این مشکلات پرداخته و سپس روش‌های لازم جهت جلوگیری از بروز این پدیده‌ها در هنگام طراحی خطوط لوله جریانهای دوفازی معرفی و ارائه می‌شود.

۴-۱- تشکیل هیدرات در خطوط لوله انتقال جریان

هیدرات گاز طبیعی که ترکیبی برفک گونه از آب و گاز طبیعی می باشد، یکی از مهمترین

مشکلات موجود در صنعت فرآورش گاز طبیعی می‌باشد بطوریکه بروز این پدیده در خطوط لوله انتقال جریان گاز طبیعی، موجب افزایش افت فشار جریان، انسداد مسیر و گاهاً انفجار خط لوله انتقال جریان می‌گردد (Hammerschmidt, ۱۹۳۴).

تحقیقات انجام شده توسط "Parrish-Prausnitz" (۱۹۷۲) نشان داد که برای تشکیل

هیدرات برقراری شرایط ذیل، الزامی است:

الف - وجود آب بصورت فاز مایع (یا بخ)

ب - وجود مولکولهای کوچک گازی (نظری متان، اتان، دی‌اکسیدکربن و سولفید هیدروژن)

ج - فشار بالا و دمای پایین جریان گاز



بعارت دیگر ساختار هیدرات گازی تشکیل شده در حضور شرایط فوق الذکر، پایدار شده و عمل مقابله با تشکیل آن، مشکلتر خواهد شد. در اینصورت باید دقت نمود که شرایط فوق در خطوط لوله انتقال گاز پدیدار نشوند.

لازم بذکر است از میان اجزای تشکیل دهنده گاز طبیعی، فقط متان، پروپان و ایزوپوتان می‌توانند در مجاورت آب، تشکیل هیدرات بدنهند. تشکیل هیدرات گازی بوتان نرمال بسیار مشکل بوده بطوریکه هیدرات آن، ناپایدار می‌باشد همچنین مولکولهای سنگیتر از بوتان نرمال به هیچ وجه در ساختمان هیدرات شرکت نمی‌کنند.

۱-۱-۴-۵- بررسی منحنی شرایط تشکیل هیدرات

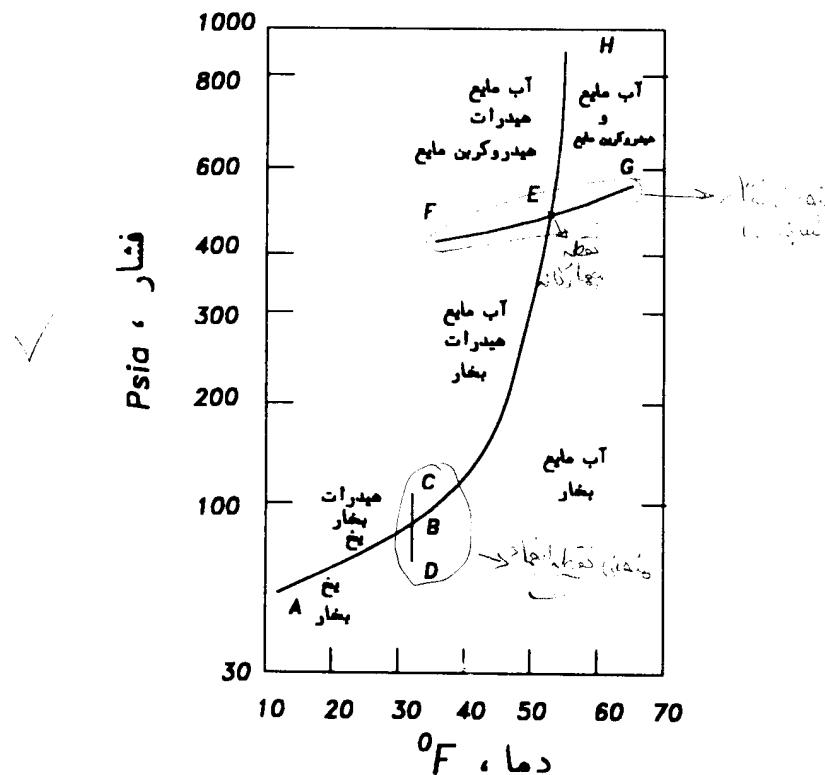
برای بررسی شرایط عملیاتی تشکیل هیدرات (دما و فشار لازم)، روشهای متفاوتی موجود می‌باشد. یکی از روشهای متداول برای این منظور، ترسیم منحنی تغییرات لگاریتم فشار برحسب دمای جریان گاز می‌باشد. در این حالت، منحنی مذکور بصورت یک خط راست بوده که به آسانی قابل تجزیه و تحلیل می‌باشد.

نمودار شکل (۱-۵) رفتار فازی عمومی سیستم هیدرات، آب و گاز طبیعی را نشان می‌دهد. در این نمودار، منحنی *ABE* شرایط تشکیل هیدرات را وقتی که آب بصورت مایع در سیستم وجود داشته باشد را ارائه می‌دهد.

منحنی *CBD* نشان دهنده نقطه انجماد آب می‌باشد. پایین خط *AB*، آب وجود نداشته و بالای

آن، فاز جامد یخ و هیدرات وجود دارد. نقطه E را نقطه چهارگانه می‌نامند بطوریکه چهار فاز در این دما و فشار می‌توانند وجود داشته باشند. منحنی FEG منحنی نقاط شبنم گاز می‌باشد. بالای این منحنی، دو فاز مایع آب و هیدروکربور وجود دارند. بعد از نقطه E ، منحنی تشکیل هیدرات معمولاً بصورت عمودی تبدیل می‌شود. در حقیقت این نقطه، بالاترین درجه حرارت تشکیل هیدرات بوده که از تقاطع منحنی تشکیل هیدرات و منحنی نقاط شبنم بدست می‌آید. بعبارت دیگر، منحنی تشکیل هیدرات بین دو نقطه B و E که اولین نقطه، نقطه یخ زدن آب و دیگری، نقطه چهارگانه می‌باشد، قرار می‌گیرد.

لازم بذکر است ترسیم این منحنی برای هر سیستم گازی با ترکیب درصد معین، میسر بوده و بدین ترتیب می‌توان شرایط عملیاتی تشکیل هیدرات را برای آن سیستم، مشخص نمود.



شکل ۵-۱: رفتار فاز هیدرات گاز طبیعی بر روی نمودار تغییرات فشار بر حسب دما
(Katz, ۱۹۴۹)

۲-۱-۴-۵- روش‌های جلوگیری از تشکیل هیدرات گازی در خطوط لوله

✓ روش‌های مختلف جلوگیری از تشکیل هیدرات گازی در خطوط لوله انتقال جریان عبارتند از:

الف - نگهداری فشار جریان گاز در پایین فشار تشکیل هیدرات در یک دما و ترکیب درصد مشخص فاز بخار. این روش کاربرد زیادی ندارد بطوریکه فشار خط لوله انتقال جریان، بالا بوده و تقلیل فشار سیستم، روشن بیهوده و غیرممکن می‌باشد.

ب - بالاتر نگهدارتن دمای جریان گاز نسبت به دمای تشکیل هیدرات در یک فشار و ترکیب درصد مشخص فاز بخار. در این روش در نقاطی از خط لوله جریان که دمای جریان گاز کاهش می‌یابد (بدلیل افت فشار جریان و برودت هوا)، با استفاده از کوره یا مبدل حرارتی خاص خط لوله، از تشکیل هیدرات گاز جلوگیری می‌نمایند. استفاده از این روش به لحاظ اقتصادی، مفروض بصرفه نمی‌باشد.

ج - جلوگیری از ایجاد فاز مایع آب در خطوط لوله با کاهش نقطه شبنم گاز از طریق نمzdai¹ گاز ورودی خط لوله انتقال جریان. این روش در بعضی مواقع، عملی نبوده و از لحاظ اقتصادی مفروض بصرفه نمی‌باشد. بعنوان مثال در خطوط لوله دریابی انتقال جریانهای سه‌فازی گاز طبیعی، نصب یک واحد نمzdai در ابتدای خط لوله (بر روی سکو) بسیار مشکل، پرهزینه و در بعضی مواقع، غیرممکن می‌باشد.

د - تزریق مواد ممانعت کننده تشکیل هیدرات گازی نظر نمکها، الکلها، گلایکولها و سایر الکترولیتها به جریان ورودی گاز طبیعی در خط لوله. این روش بهترین و اقتصادی‌ترین روش مقابله با تشکیل هیدرات گازی در خطوط لوله انتقال جریان گاز می‌باشد.

لازم بذکر است مکانیزم تأثیر این ممانعت کننده‌ها، بصورت رقابت یونهای جزء ممانعت کننده با مولکولهای آب برای احاطه مولکولهای گاز می‌باشد. بعبارت دیگر تجمع مولکولهای آب اطراف یونهای جزء ممانعت کننده، باعث کاهش حلalit مولکولهای گاز می‌همان در فاز آب مایع می‌شود. بطوریکه این اثر باعث کاهش دمای لازم جهت تشکیل هیدرات گازی می‌گردد.
("Nilson-Buklin", ۱۹۸۳)

تحقيقات انجام شده توسط ("Anderson-Prausnitz" ۱۹۸۶)، نشان داد که استفاده از الکلها

1- Dehydration

(نظیر مثانول) در مقایسه با نمکها و گلایکولها، به دلایل زیر، بهترین نوع ممانعت کننده‌های

تشکیل هیدراتات گازی می‌باشند:

۱- غلظت نمک تزریقی در جریان ورودی به خط لوله، بدليل بالا بودن، دمای جریان در آن نقاط، افزایش یافته بطوریکه پس از رسیدن به نقاط سرد خط لوله، در آنجا رسوپ می‌نمایند. بعبارت دیگر اینگونه ممانعت کننده‌ها در جاییکه احتمال تشکیل هیدراتات افزایش می‌یابد، با غلظت کمتری وارد عمل می‌شوند. همچنین نمکها نسبت به سایر ممانعت کننده‌ها، دارای خاصیت خورندگی بیشتری می‌باشند.

۲- الکلها نسبت به گلایکولها دارای میزان فواریت بیشتری بوده بطوریکه در نقاط بالادست جریان، براحتی تبخیر شده و سپس بهمراه جریان گاز به نقاط سرد خط لوله منتقل می‌شوند. بعبارت دیگر الکل تزریقی در ورودی خط لوله انتقال جریان، در جایی حضور می‌یابد که احتمال تشکیل هیدراتات گازی در آن نقاط، بیشتر باشد. در حالیکه گلایکولها براحتی تبخیر شده و لذا غلظت کم آنها در نقاط سرد خط لوله، مانع از تشکیل هیدرات نمی‌شود.

۴-۵-۲- تجمع مایعات در خطوط لوله انتقال جریان

پس ماند مایع از نقطه نظر عملیاتی، باعث کاهش بازدهی خطوط لوله انتقال جریان می‌شود. در این حالت، نیاز به افزایش برخی تجهیزات نظیر پمپها و جداکننده‌های قویتر و استفاده از مخازن ذخیره بزرگتر، برای نگهداری مایعات دریافت شده، می‌باشد. برای جلوگیری از این مشکل، از گلوله‌های پلاستیکی (توپکها^۱) برای رانش و کنترل مقدار مایعات تجمع یافته و در نتیجه افزایش بازدهی خطوط لوله انتقال به میزان ۳۰ الی ۷۰ درصد استفاده می‌شود (Guzhov - ۱۹۷۶ و همکاران).

توپکها تقریباً هم قطر خط لوله انتقال جریان بوده و عموماً در موارد زیر، مورد استفاده قرار می‌گیرند:

- زدودن مایعات تجمع یافته در خط لوله انتقال جریان دوفازی در حین عملیات و یا هنگام انجام آزمایش‌های هیدرواستاتیکی خط لوله.

- پاک کردن رسوبات مختلف درون خط لوله اعم از جامدات تنهشین شده در دیواره لوله
- آغشته نمودن جداره داخلی خط لوله به پوشش‌های محافظه منظور جلوگیری از خوردگی و فرسایش بدن لوله

استفاده از توپکها درون خطوط لوله انتقال جریان موجود در خشکی^۱، امری متداول می‌باشد. لیکن چون امکان‌گیر کردن آنها درون خطوط لوله وجود دارد، استفاده از توپکها در خطوط لوله دریایی^۲ انتقال جریانهای چندفازی، توصیه نمی‌گردد. در اینحالت بجای استفاده از عملیات توپکرانی^۳، افزایش سرعت ظاهری فاز گاز تا حد اکثر مقدار مجاز (به منظور جلوگیری از سایش بدن لوله) پیشنهاد می‌شود. مقدار مجاز سرعت ظاهری فاز گاز برابر $\sqrt{100}$ می‌باشد. در تجزیه و تحلیل اقتصادی عملیات خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی، بایستی هزینه عملیات توپکرانی و ساخت تأسیسات لخته گیر^۴ با افزایش میزان بازدهی آن خطوط، مقایسه شود. تحقیقاتی که توسط Baker و همکارانش (۱۹۷۰) انجام گرفته است، نشان می‌دهد که در حالت کلی، استفاده از عملیات توپکرانی زمانی مناسب است که سرعت ظاهری فاز گاز در محدوده پایین (کمتر از 12 ft/sec) و مقدار مایعات تجمع یافته در خطوط لوله انتقال جریان، بین $10-100 \text{ Bbl/MMSCF}$ باشد.

در هنگام عملیات توپکرانی باید توجه داشت که تأسیسات جداسازی واقع در انتهای خط لوله، باید طوری طراحی شوند که قادر به اخذ مقدار پس ماند مایع بیش از مقدار پیش‌بینی شده باشند. همچنین به منظور جلوگیری از تنشهای مکانیکی وارد بر دیواره خط لوله، ناشی از حرکت سریع لخته‌های مایع، بایستی کنترل و احتیاط زیادی به منظور حفظ مسائل ایمنی خط لوله انتقال جریان، اعمال شود.

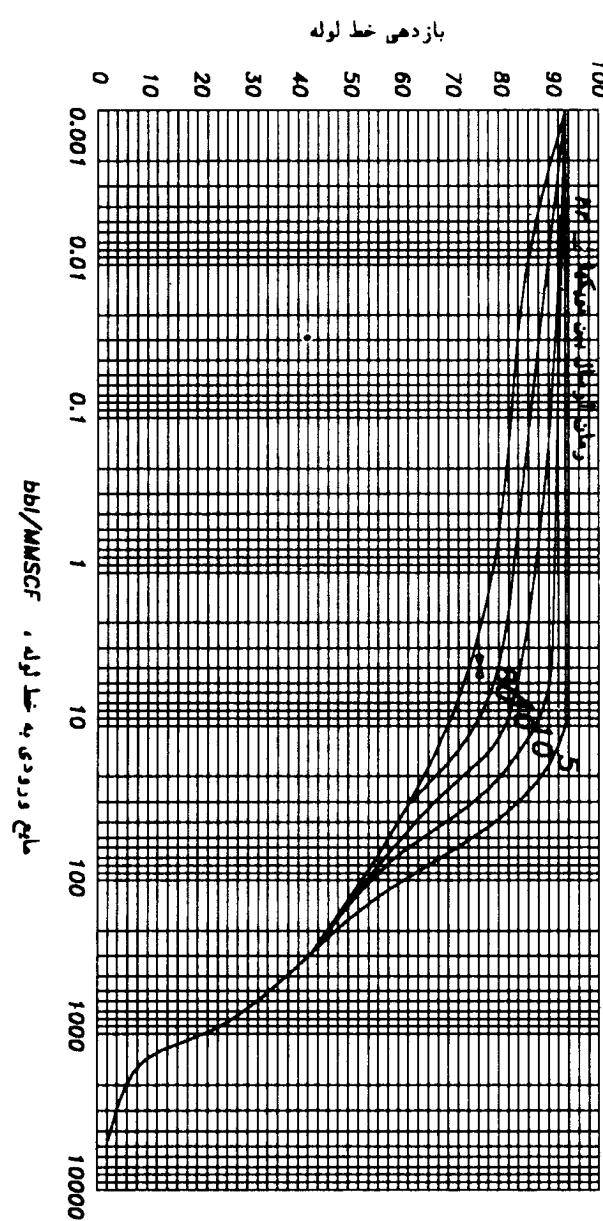
لازم بذکر است یکی از نکات مهم در طراحی خطوط لوله جریانهای دوفازی، زمان بهینه بین ارسال توپکها می‌باشد بطوریکه برای هر سری از شرایط عملیاتی و قطر خط لوله، یک زمان بهینه بین ارسال توپکها وجود دارد. شکل (۲-۵)، زمان لازم برای انجام عملیات توپکرانی را براساس تحقیقات انجام شده Baker و همکارانش (۱۹۷۰) نشان می‌دهد. باید توجه داشت در این شکل، خط ∞ بیانگر عدم انجام عملیات توپک رانی می‌باشد.

1- Onshore

2- Offshore

3- Pigging

4- Slug Catchers



شکل ۲-۵: نمودار تعیین زمان بھینه لازم برای ارسال توپکها در خطوط لوله انتقال جریان دوفازی و همکاران (Baker - ۱۹۷۰)

۳-۴-۵- خوردگی و سائیدگی خط لوله

پدیده خوردگی در خطوط لوله انتقال جریان، یک فرآیند الکتروشیمیایی بوده که منجر به کاهش راندمان انتقال جریان (بعثت رسوب و تجمع مواد ناشی از خوردگی بدنه لوله) و طراحی خطوط لوله انتقال جریان در شرایط ناپایدار (بعثت بروز پدیده نشتی) خواهد شد.

شایان ذکر است در شرایطی که سرعت حرکت جریان سیال درون خط لوله زیاد باشد، بدنه فلز خط لوله بعثت وجود ذرات جامد یا حبابهای گاز معلق در محیط، سائیده می‌شود که اصطلاحاً این پدیده را سائیدگی می‌نامند. در حالتیکه اثر خورندگی محیط تشدید می‌شود، اصطلاح خوردگی - سائیدگی بدان اطلاق می‌شود. این خدمات که همواره با سائیدگی مکانیکی قطعات خط لوله همراه می‌باشند، عموماً شدید و سریع صورت می‌گیرند. در این حالت، ذرات فلز یا بصورت یونهای محلول درآمده و یا با ایجاد محصولات خوردگی جامد از سطح بدنه فلز خط لوله، جدا می‌شوند. به منظور جلوگیری از پدیده خوردگی - سائیدگی، بایستی سرعت ظاهری فاز گاز درون خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی کمتر یا معادل مقدار مجاز لازم برای طراحی شود. ✓

مهترین و معمولترین روش‌های کنترل خوردگی^۱ و خوردگی - سائیدگی^۲ علاوه بر انتخاب بهترین ماده مناسب برای بدنه خط لوله، عبارتند از:

۱- حفاظت کاتدی

در این روش با اعمال یک جریان خارجی یکسو و یا اتصال آند از بین رونده به بدنه خط لوله مورد نظر بطوریکه فلز بدنه آن خط لوله نقش کاتد در واکنش الکتروشیمیایی را داشته باشد، از بروز پدیده خوردگی خط لوله جلوگیری می‌شود.

۲- تزریق مواد گندکننده خوردگی

گندکننده‌ها (ترکیبی از محلولهای آلی آمینی) مواد شیمیایی هستند که با افزودن آنها به مقدار خیلی کم در محیطهای خورنده، میزان خوردگی بطور قابل ملاحظه‌ای کاهش می‌یابد (یا در

مواردی متوقف می‌گردد). تأثیر تزریق این مواد یا به علت کند نمودن واکنشهای آندی و یا کاتدی بوده و یا ^(۱) در نتیجه تشکیل فیلم سطحی محافظی بر روی بدنه خط لوله بوده که مقاومت الکتروولیت را افزایش می‌دهد. عموماً مواد کند کننده خوردگی به دو نوع زیر، تقسیم‌بندی می‌شوند:

- (۱) ● کند کننده‌هایی که دارای خاصیت اکسیدکنندگی می‌باشند.
- (۲) ● کند کننده‌هایی که برای ایجاد لایه محافظ بر روی بدنه فلز از اکسیژن محیط استفاده می‌کنند.

۳- پوشش‌های مناسب

پوششها بطور کلی موادی هستند که جهت ایجاد مانع بین محیط‌های خورنده و جسم مورد نظر مورد استفاده قرار می‌گیرند. این مواد به دو صورت پوشش داخلی و خارجی بدنه خط لوله مورد استفاده قرار می‌گیرند.^(۱) پوشش‌های خارجی (نظیر قیر، پلی وینیل کلراید) علاوه بر محافظت خوردگی بدنه خارجی خط لوله برای مدت‌های طولانی، برای جلوگیری از حرکت شناوری خط لوله (بعثت اعمال نیروی شناوری منفی بر روی خط لوله) و در نتیجه جلوگیری از خوردگی تنشی خط لوله نیز، مورد استفاده قرار می‌گیرند در حالیکه پوشش‌های داخلی (نظیر پلی اورتان، رزین فنولیک، اپوکسی فنولیک) علاوه بر جلوگیری از خوردگی داخلی خط لوله بمنظور کاهش زبری و افت فشار جریان درون خط لوله نیز مورد استفاده قرار می‌گیرند.

۴- طراحی مکانیکی مناسب خط لوله

مهمترین پارامتر برای جلوگیری از خوردگی بدنه خط لوله، طراحی مکانیکی مناسب اجزای خط لوله می‌باشد. نکات مهمی که در این ارتباط باستی مورد توجه قرار گیرند، عبارتنداز:

- اختصاص ضخامت مشخصی از بدنه خط لوله بعنوان سهم خوردگی در طراحی خط لوله
- اجتناب از جوشکاری بجای اتصال پیچی
- حذف زوایای خیلی تند پروفیل خط لوله بخصوصی در شرایطی که سرعت حرکت جریان درون لوله زیاد باشد
- ممانعت از ورود اکسیژن یا مواد مضر دیگر به درون خط لوله

- اجتناب از سرعتهای زیاد حرکت سیال درون خط لوله با در نظر گرفتن سرعتهای بحرانی
- تعییه امکانات بازرگانی از نقاط مختلف خط لوله

بنابراین با در نظر گرفتن کلیه نکات فوق الذکر می توان از بروز پدیده خوردنگی در خط لوله انتقال جریان جلوگیری نمود.

فصل ششم

جريانهای دو فازی پایدار در خطوط لوله افقی

۱-۶- مقدمه

از آنجاکه افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع برای خطوط لوله افقی، صفر می‌باشد لذا در این حالت، افت فشار کل از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\frac{dP}{dL} = \left(\frac{dP}{dL} \right)_f + \left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} \quad (1-6)$$

در این نوع جریانها افت فشار ناشی از شتاب ناچیز بوده و معمولاً در محاسبات طراحی از آن صرفنظر می‌شود. همچنین پیش‌بینی مقدار مایع تجمع یافته برای انجام محاسبات افت فشار در لوله‌های افقی از اهمیت کمتری نسبت به لوله‌های شیبدار و یا قائم برخوردار است. با این حال، اکثر مدلها و روابط مورد بحث در این فصل برای محاسبه مقدار جرم ویژه (که در تغییرات فشار مربوط به اصطکاک و شتاب استفاده می‌شود)، نیازمند محاسبه مقدار مایع تجمع یافته در طول خطوط لوله جریان دو فازی می‌باشند.

۶-۲- روابط تجربی پیش‌بینی مقادیر افت فشار و مایع تجمع یافته در خطوط لوله افقی

مدل‌های یادداز و تجربی متعددی مربوط به جریان دو فازی در خطوط لوله افقی، توسط محققین ارائه شده که در این بخش تنها روابط و روش‌های متداول شرح داده می‌شوند.

۶-۲-۱- روش "Lockhart - Martinelli"

این روش بر مبنای داده‌های آزمایشی حاصل از سیستم هوا- مایع در لوله‌ای به قطر یک اینچ در فشار پایین توسعه پیدا کرده است. در روش "Lockhart - Martinelli" (۱۹۴۹) یک سری فرضها بصورت زیر در نظر گرفته شده است:

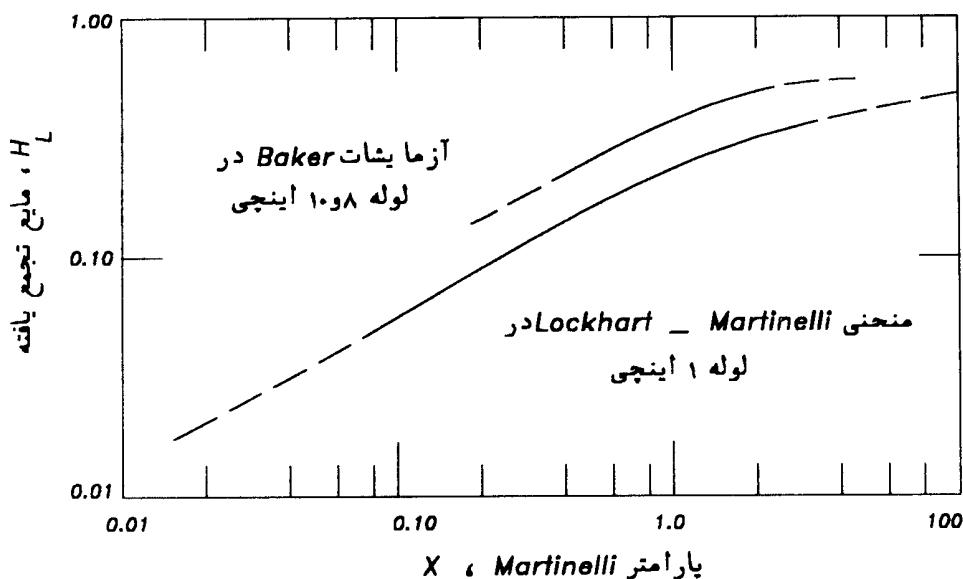
الف - صرفنظر از الگوی جریان، افت فشار استاتیکی برای فاز مایع باید با افت فشار استاتیکی فاز گاز برابر باشد تا زمانی که یک اختلاف فشار استاتیکی شعاعی محسوس در خطوط لوله وجود نداشته باشد.

ب - حجم اشغال شده بوسیله فاز مایع بعلاوه حجم اشغال شده بوسیله فاز گاز در هر لحظه باید برابر با حجم کل خط لوله باشد.

از این فرضها این گونه استنباط می‌شود که الگوی جریان در سرتاسر طول خط لوله، تغییر نمی‌کند و بنابراین جریان لخته‌ای از ملاحظات حذف می‌شود.

۶-۲-۱-۱- محاسبه مقدار مایع تجمع یافته

در این روش یک منحنی تجربی جهت محاسبه مقدار مایع تجمع یافته ارائه شده است که در محاسبات افت فشار تاثیری ندارد. لازم به ذکر است که در این نمودار (شکل ۶-۱)، یک منحنی مشابه دیگر نیز توسط Baker (۱۹۵۷) پیشنهاد شده است. باید توجه داشت که متغیر محور افقی این شکل، همان پارامتر معروف "Lockhart - Martinelli" (۱۹۴۹) می‌باشد که در فصل جهارم معرفی شده است.



شکل ۱-۶: نمودار تجربی "Lockhart - Martinelli" (۱۹۴۹) برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته

۱-۲-۱-۲-۶- محاسبه افت فشار

در روش "Lockhart - Martinelli" (۱۹۴۹) برای محاسبه افت فشار جریان دوفازی، فرض می‌شود که هر یک از فازها به تنها بی درون خط لوله جریان می‌یابند لذا ابتدا افت فشار جریان تک فازی مایع و گاز محاسبه می‌شود و سپس افت فشار جریان دوفازی با استفاده از روابط زیر تعیین می‌شود:

$$\checkmark \checkmark \checkmark X^2 = \frac{(\frac{dP}{dL})_l}{(\frac{dP}{dL})_g} \quad (2-6)$$

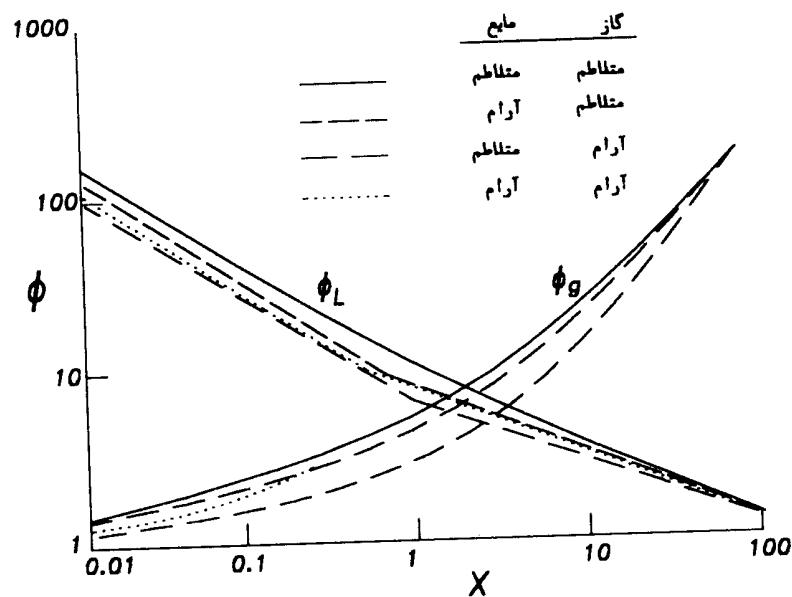
$$\checkmark \checkmark \left(\frac{dP}{dL} \right)_{lp} = \phi_g \left(\frac{dP}{dL} \right)_g = \phi_l \left(\frac{dP}{dL} \right)_l \quad (3-6)$$

$$\checkmark \left(\frac{dP}{dL} \right)_l = \frac{f_l \rho_l V_{sl}^2}{2 g_c D} \quad \beta_c = V_{sl}/V \quad (3-6)$$

$$\checkmark \left(\frac{dP}{dL} \right)_g = \frac{f_g \rho_g V_{sg}^2}{2 g_c D} \quad (4-6)$$

ضرایب اصطکاک f_g و f_l با استفاده از مقادیر اعداد رینولدز فازهای گاز و مایع و استفاده از نمودار استاندارد Moody (۱۹۴۴)، تعیین می‌شوند.

برای محاسبه ضرایب تصحیح کننده افت فشار جریان دو فازی (f_g, f_l)، از شکل (۲-۶) استفاده می‌شود. همانطوری که در این شکل مشخص است، منحنی‌های مختلفی برای هر فاز وجود دارد که وابسته به عدد رینولدز هر فاز می‌باشد. در صورتیکه عدد رینولدز مربوط به هر فاز کمتر از ۱۰۰۰ باشد، جریان آرام و اگر عدد رینولدز محاسبه شده برای آن فاز بزرگتر از ۱۰۰۰ باشد، جریان آشفته فرض شده است. لازم به ذکر است که زیرنویس‌های ϕ بر ترتیب نوع فاز، نوع جریان فاز مایع و فاز گاز را مشخص می‌کنند.



شکل ۲-۶: نمودار تغییرات ضرایب تصحیح کننده ϕ_g و ϕ_l بر حسب پارامتر X

("Lockhart - Martinelli", ۱۹۴۹)

همچنین باید توجه داشت که در اصلاحیه روش "Lockhart - Martinelli" (۱۹۴۹) برای رژیمهای جریان لخته‌ای و حبابی پراکنده، که توسط Mandhane و همکاران (۱۹۷۴) ارائه شده

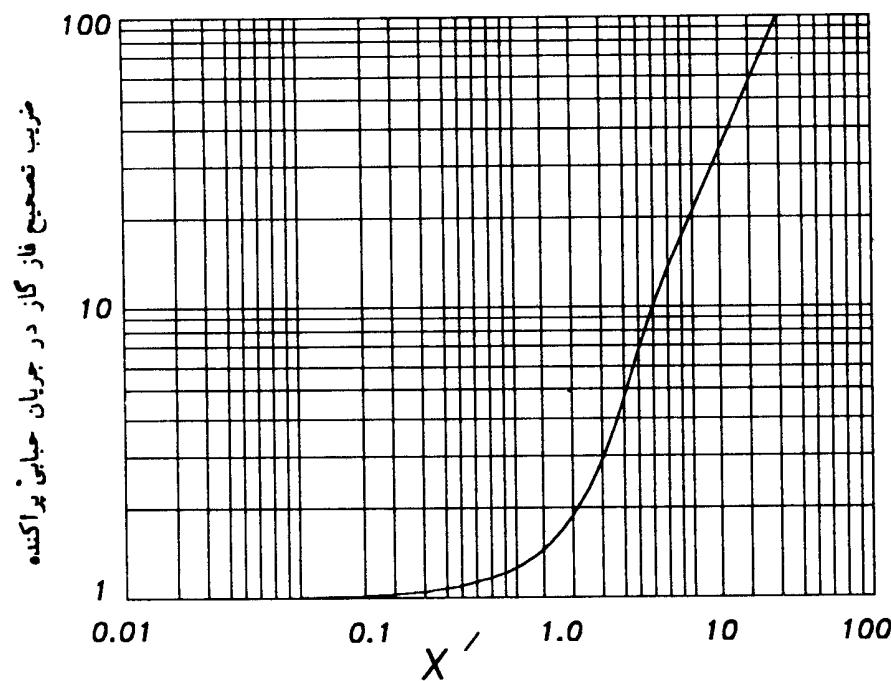
است، برای محاسبه ϕ_g در جریان لخته‌ای می‌توان از شکل (۳-۶) استفاده نمود. متغیر بکار رفته در محور افقی این شکل، بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$X' = \left(\frac{V_{sl}}{V_{sg}} \right)^{0.5} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.375} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{0.1} \quad (5-6)$$

همچنین ضریب تصحیح کننده ϕ_g برای جریان حبابی پراکنده از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$\phi_g = 2/2 X^{0.862} \quad (6-6)$$

بطوریکه پارامتر X در رابطه (۶-۶) بصورت زیر تعریف می‌شود:

$$X = \left(\frac{V_{sl}}{V_{sg}} \right)^{0.875} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.375} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{0.12} \quad (7-6)$$


شکل ۳-۶: رابطه تجربی تصحیح شده "Lockhart - Martinelli" (۱۹۴۹) برای جریان لخته‌ای و همکاران (Mandhane - ۱۹۷۴)

Dukler (II) روش (۲-۲-۶)

روش (Dukler(II) ۱۹۶۹) براساس آنالیز تشابه بوده و روابط محاسبه مقدار مایع تجمع یافته و ضریب اصطکاک با استفاده از داده‌های میدانی^۱ گسترش و توسعه یافته‌اند. در روش (Dukler(II) ۱۹۶۹)، جریان دو فازی بدون لغزش فرض شده و همچنین، نسبت سرعت هر فاز به سرعت میانگین جریان در هر مقطع از لوله، مقدار ثابتی در نظر گرفته شده است. روش نیمه تجربی (I) Dukler (I) به مراتب ساده‌تر و دقیق‌تر از رابطه "Lockhart - Martinelli" (۱۹۴۹) می‌باشد.

رابطه (Dukler(II) توسط API^۲ و AGA^۳ ۱۹۷۰) بصورت مشترک در گزارشی تحت عنوان راهنمای طراحی توصیه شده است.

۱-۲-۲-۶ - محاسبه مقدار تجمع یافته

برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته با استفاده از روش (Dukler (II)) احتیاج به روش تکراری سعی و خطا می‌باشد. زیرا مقدار مایع تجمع یافته در حالت لغزش (H_l)، تابعی از مقدار مایعات ورودی در شرایط بدون لغزش (λ_l) و عدد رینولدز (N_{Rek}) می‌باشد. از طرفی عدد رینولدز، خود نیز تابعی از مقدار مایع تجمع یافته می‌باشد. برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته از شکل (۴-۶) استفاده می‌شود. در این شکل، مقدار مایع تجمع یافته با فرض وجود لغزش بین فازها (H_l) در مقابل مقدار مایع تجمع یافته بدون لغزش (λ_l) با عدد رینولدز مرتبط شده است. دستورالعمل لازم برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته در این روش بصورت زیر ارائه می‌شود:

۱- ابتدا مقدار λ_l محاسبه می‌شود.

۲- مقدار H_l تخمین زده می‌شود.

۳- مقدار N_{Rek} از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

1- Field Data

2- American petroleum Institute

3- American Gas Association

$$N_{Rek} = \frac{\rho_k V_m D}{\mu_n}$$

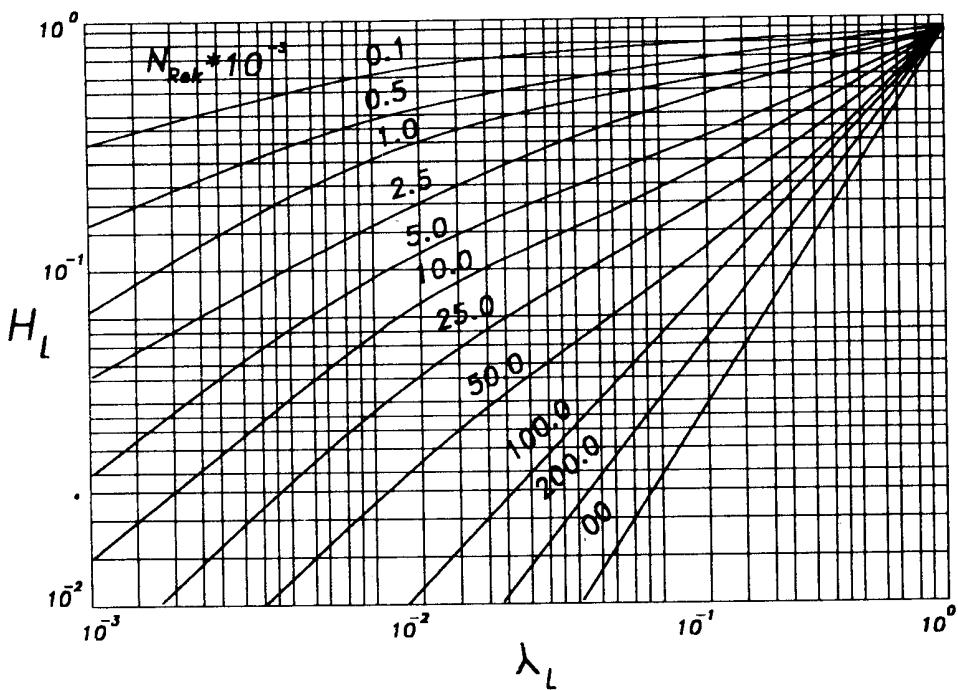
$$\rho_k = \frac{\rho_l \lambda_l}{H_l} + \frac{\rho_g \lambda_g}{H_g}$$

$$V_m = \frac{D^2}{4} (\lambda_L + \lambda_g)$$

که در آن:

۴- مقدار H_l با استفاده از شکل (۴-۶) تعیین می‌شود.

۵- مقادیر H_l در قسمتهای (۲) و (۴) با هم مقایسه می‌شوند. اگر اختلاف آن دو مقدار به هم زیاد نزدیک نبود، مقدار بدست آمده در مرحله (۴) به عنوان مقدار جدید H_l در نظر گرفته شده و به مرحله (۳) رجوع می‌شود. زمانی که اختلاف بین دو مقدار تخمین زده شده و محاسبه شده به ۰٪ برسد، آخرین مقدار H_l ، پاسخ صحیح مسئله است.



شکل ۶-۶: رابطه تغییرات مقدار مایع تجمع یافته در حالت لغزش در مقابل مقدار مایع تجمع یافته

(Dukler, ۱۹۷۰)

۲-۲-۲-۶- افت فشار ناشی از اصطکاک

افت فشار ناشی از اصطکاک در این روش بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_f = \frac{f_{tp} \rho_k V_m^2}{2 g_c D} \quad (8-6)$$

برای محاسبه ضریب اصطکاک جریان دو فازی (f_{tp}) می‌توان از شکل (۵-۶) یا از رابطه زیر استفاده نمود:

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = 1 + \frac{y}{1/381 - 0/478y + 0/444y^2 - 0/094y^3 + 0/00843y^4} \quad (9-6)$$

که در آن:

$$y = -\ln \lambda_l \quad (10-6)$$

همچنین ضریب اصطکاک بدون لغزش (f_n) توسط رابطه "Drew-Koo-Adams" (۱۹۳۰) بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$f_n = 0/0056 + 0/5 N_{Rek}^{-1/32} \quad (11-6)$$

۲-۲-۳-۶- افت فشار ناشی از شتاب

در این روش افت فشار ناشی از شتاب جریان دو فازی بصورت زیر محاسبه می‌شود:

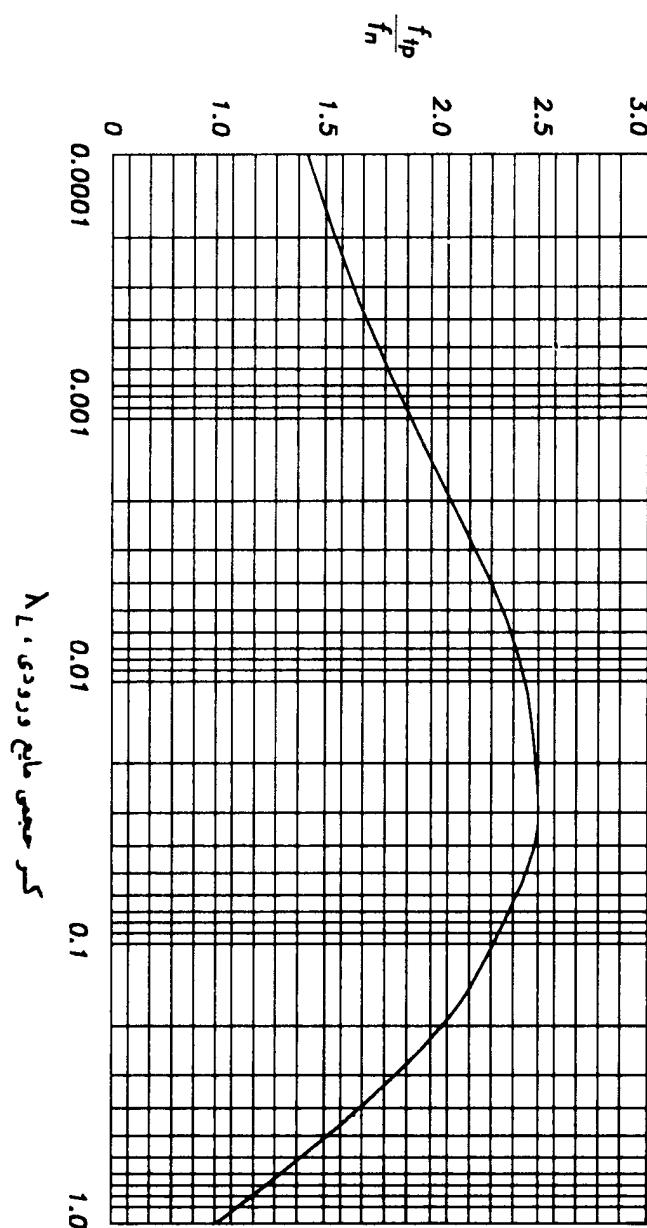
$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} = \frac{1}{g_c dL} \Delta \left[\frac{\rho_g V_{sg}^2}{H_g} + \frac{\rho_l V_{sl}^2}{H_l} \right] \quad (12-6)$$

اگر عبارت شتاب (E_{acc}) بصورت زیر تعریف شود:

$$E_{acc} = \frac{1}{g_c dP} \Delta \left[\frac{\rho_g V_{sg}^2}{H_g} + \frac{\rho_l V_{sl}^2}{H_l} \right] \quad (13-6)$$

در این صورت افت فشار کل جریان دو فازی از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{(dP/dL)_f}{1 - E_{acc}} \quad (14-6)$$



شکل ۶-۵: نمودار تغییرات نسبت ضریب اصطکاک دو فازی به ضریب اصطکاک بدون لغزش بر حسب
مقدار مایع تجمع یافته بدون لغزش (Dukler, ۱۹۷۰)

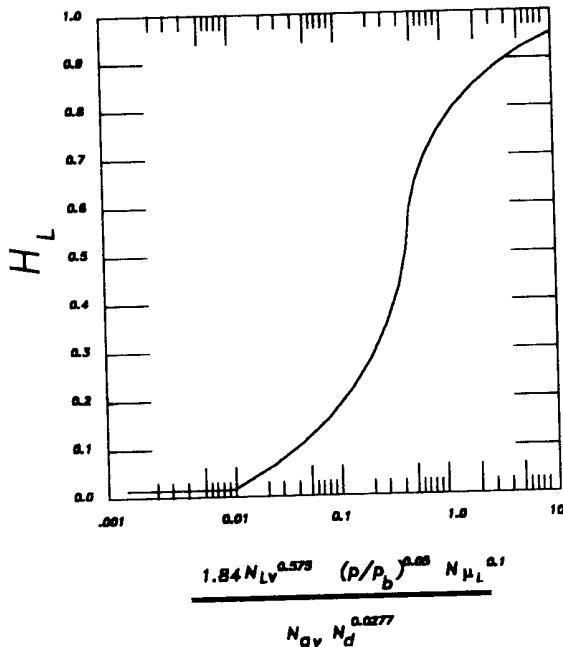
۳-۲-۶ روش Eaton و همکاران

رابطه Eaton و همکاران (۱۹۶۷) با استفاده از داده‌های تجربی حاصل از سیستمهای گاز طبیعی - آب، گاز - نفت خام و مخلوط گاز و نفت خام تقطیر شده درون لوله‌های افقی به قطرهای ۲ و ۴ اینچ و بطول تقریبی ۱۷۰۰ فوت، توسعه یافته است.

۱-۳-۶ محاسبه مقدار مایع تجمع یافته

برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته در این روش از شکل (۶-۶) استفاده می‌شود. باید توجه داشت که متغیر محور افقی این نمودار یک گروه بدون بعد می‌باشد. البته در این گروه بدون بعد، یک فشار مبنا بوده که مقدار P_b ۱۴/۶۵ $Psia$ به آن اختصاص داده شده است. همچنین عدد بدون بعد قطر لوله (N_d) از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$N_d = 120 / 872 D \sqrt{\frac{\rho_l}{\sigma_l}} \quad (15-6)$$



شکل ۶-۶: نمودار تغییرات مقدار مایع تجمع یافته بر حسب گروه بدون بعد در روش Eaton و همکاران (۱۹۶۷)

۶-۲-۳-۲-۶- افت فشار ناشی از اصطکاک

افت فشار ناشی از اصطکاک در این روش از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_f = \frac{f \rho_n V_m^2}{2 g_c D} = \frac{f \dot{m}_m^2}{2 g_c D \rho_n A_t^2} \quad (16-6)$$

در رابطه فوق، نرخ جریان جرمی و مساحت سطح مقطع کل خط لوله به ترتیب از روابط زیر بدست می آیند:

$$\dot{m}_m = \dot{m}_l + \dot{m}_g \quad (1-16-6)$$

$$A_t = A_l + A_g \quad (2-16-6)$$

در این روش برای محاسبه ضریب اصطکاک جریان دو فازی، از شکل (۷-۶) استفاده می شود. لازم به ذکر است که متغیر محور افقی این نمودار در صورت استفاده از واحدهای Sec ، lb_m و ft بدون بُعد خواهد شد.

۶-۲-۳-۳- افت فشار ناشی از شتاب

در این روش افت فشار ناشی از شتاب جریان، از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} = \left(\frac{\dot{m}_l \Delta V_l^2 + \dot{m}_g \Delta V_g^2}{2 g_c Q_m \Delta L} \right) \quad (17-6)$$

که در آن:

$$\dot{Q}_m = \dot{Q}_l + \dot{Q}_g \quad (1-17-6)$$

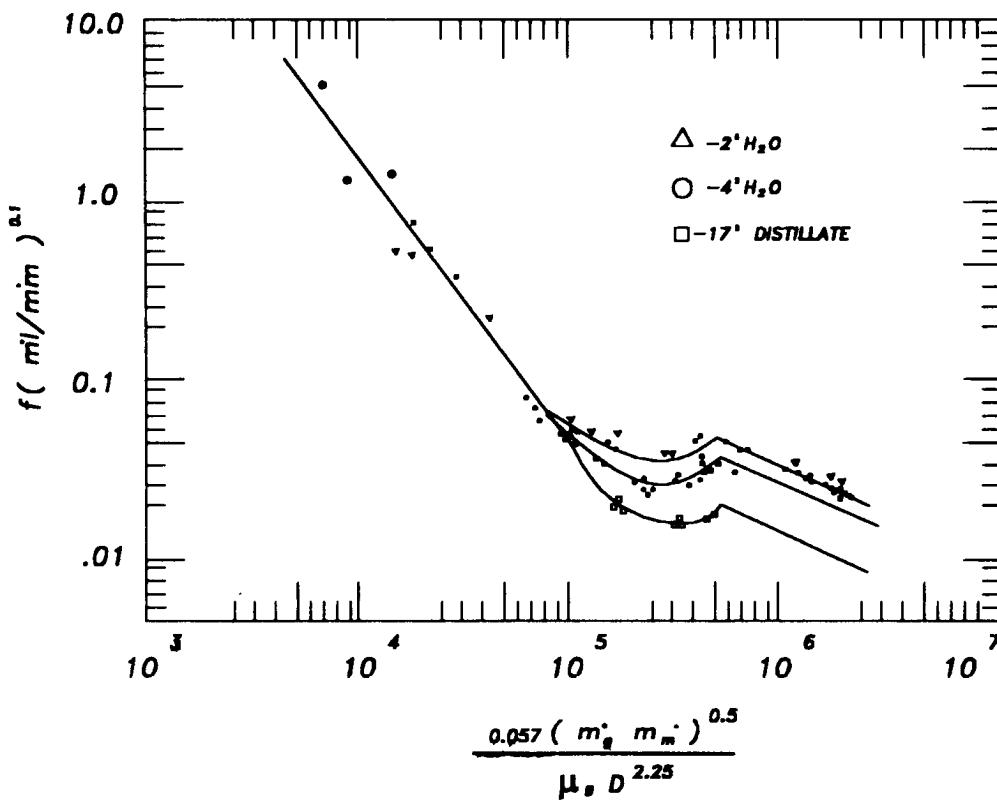
$$\Delta V^2 = V_2^2 - V_1^2 \quad (2-17-6)$$

زیر نویس های ۱ و ۲ بترتیب مشخص کننده شرایط ورودی و خروجی بخشی از لوله با طول ΔL می باشند. اگر عبارت شتاب، E_{acc} ، بصورت زیر تعریف شود:

$$E_{acc} = \frac{\dot{m}_l \Delta V_l^2 + \dot{m}_g \Delta V_g^2}{2 g_c Q_m \Delta L} \quad (18-6)$$

در این صورت افت فشار کل جریان دوفازی از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{(dP/dL)_f}{(1 - E_{acc})} \quad (19-6)$$



شکل ۶-۷: نمودار تغییرات ضریب اصطکاک جریان دوفازی با گروه بدون بعد

در روش Eaton و همکاران (۱۹۶۷)

۶-۲-۴-۶ روش Yocom

✓ در رابطه Yocom (۱۹۵۷ و ۱۹۷۳) برای پیش‌بینی افت فشار جریان دوفازی، ضریب اصطکاک با استفاده از عدد بدون بعد فرود (N_{Re}) محاسبه می‌شود. در این روش از اثرات تلفات انرژی جنبشی صرفنظر شده و لذا افت فشار کلی جریان دوفازی بصورت زیر قابل محاسبه است:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{f \rho_n V_m^2}{2 g_c D} \quad (20-6)$$

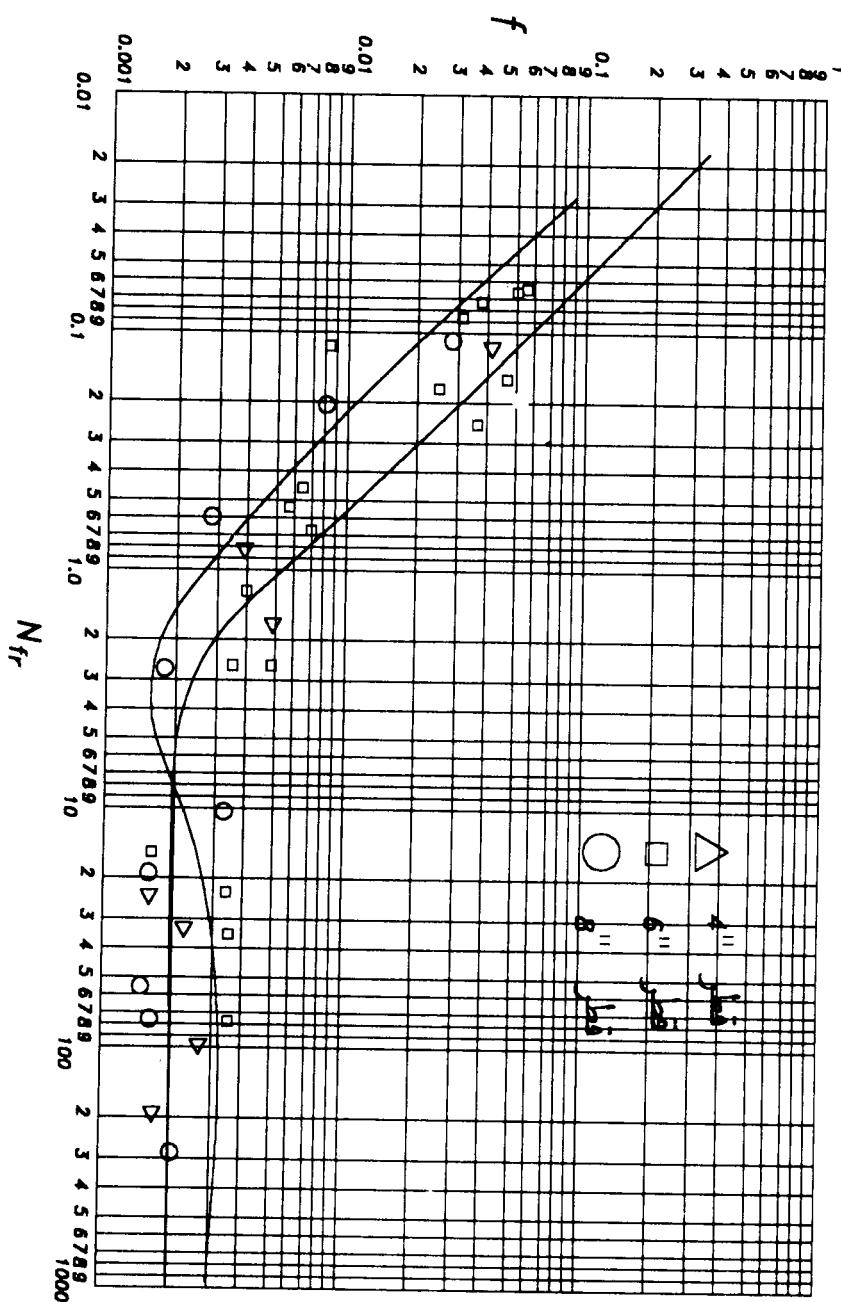
رابطه تجربی مربوط به محاسبه ضریب اصطکاک *Yocom* (۱۹۵۷) در شکل (۸-۶) نشان داده شده است. در این شکل، سه ناحیه (با توجه به مقدار عدد بدون بعد N_{Fr}) بشرح زیر مورد بررسی قرار می‌گیرند:

الف - در ناحیه‌ای که N_{Fr} تقریباً بیشتر از ۴ باشد، N_{Fr} تأثیرکمی روی ضریب اصطکاک داشته و در این حالت با استفاده از نظریه *Browne* (۱۹۷۴) می‌توان از نمودار *Moody* (۱۹۴۴) برای محاسبه ضریب اصطکاک، f ، استفاده نمود. در این حالت عدد رینولدز محاسبه شده در ذیل، کنترل کننده ناحیه می‌باشد.

$$N_{Re} = \frac{\rho_n V_m D}{\mu_l}$$

ب - اگر N_{Fr} بین دو عدد ۲ و ۴ باشد، یک ناحیه انتقالی (گذرا) ظاهر شده بطریکه در آن ناحیه، داده‌های پراکنده وسیعی وجود دارند. در این حالت، ضریب اصطکاک، f ، بسته یک مقدار مینیمم میل نموده و جریان، ناپایدار خواهد بود.

ج - برای حالتی که N_{Fr} کمتر از ۲ باشد، بنظر می‌رسد که N_{Fr} کنترل کننده ناحیه مذکور می‌باشد. در این حالت، سرعت پایین جریان منتج به تشکیل لخته‌های بزرگ مایع می‌شود. باید توجه داشت که اساساً برای حالتی که $N_{Fr} < 4$ باشد، می‌توان با استفاده از شکل (۸-۶)، ضریب اصطکاک، f ، را محاسبه نمود.



شکل ۶-۸: نمودار تغییرات ضریب اصطکاک بر حسب عدد بدون بعد فروود در روش Yocom (۱۹۷۳)

۶-۵-۲- روشن Oliemans

مفهوم جدیدی جهت پیش‌بینی افت فشار در خطوط لوله انتقال جریان دوفازی توسط Oliemans (۱۹۷۶) ارائه شده است. وی فرض نمود که، لغزش بین فازها متنج به تجمع مایع شبیه ساکن^۱ و در نتیجه کاهش سطح یا قطر مؤثر موجود برای عبور گاز یا مایع می‌شود. بطوریکه کسر مساحت جریان پرشده با مایع ساکن (β_l) از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\beta_l = \frac{1}{(H_g + \lambda_l)} = \frac{1}{(H_l - \lambda_l)} \quad (۱-۶)$$

از آنجاکه H_l و λ_l در طول خط لوله تغییر می‌نمایند، لذا سطح مؤثر جریان هم تغییر می‌نماید. به علت تغییر مساحت مؤثر جریان، Oliemans (۱۹۷۶) یک سری معادلات بصورت زیر پیشنهاد نمود. وی نام این روش را KSLA^۲ نامید. در این روش، قطر مؤثر (D_e) و مساحت مؤثر جریان (A_e) از رابطه زیر تعیین می‌شوند:

$$D_e = D(1 - \beta_l)^{1/5} \quad (۲۲-۶)$$

$$A_e = A(1 - \beta_l) \quad (۲۳-۶)$$

همچنین در این روش، حجم ویژه و گرانروی مخلوط جریان دو فازی بصورت زیر تعریف می‌شود:

$$\rho_m = (\rho_l \lambda_l + \rho_g H_g) / (1 - \beta_l) \quad (۲۴-۶)$$

$$\mu_m = (\mu_l \lambda_l + \mu_g H_g) / (1 - \beta_l) \quad (۲۵-۶)$$

بنابراین، در این روش، افت فشار ناشی از اصطکاک از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_f = \frac{f \left[\dot{m}_m / A(1 - \beta_l) \right]^2}{2g_c \left[D(1 - \beta_l)^{1/5} \rho_m \right]} \quad (۲۶-۶)$$

بطوریکه ضریب اصطکاک، f ، با استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴)، زیری نسبی $(\frac{\epsilon}{D_e})$ و عدد رینولدز ارائه شده در زیر محاسبه می‌شود:

$$(N_{Re})_e = \frac{\dot{m}_m D}{A(1 - \beta_l)^{1/5} \mu_m} \quad (۲۷-۶)$$

1- Essentially Static Liquid

2- Koninklijke/Shell - Laboratorium, Amesteram

برای محاسبه H_f رابطه‌ای توسط *Oliemans* (۱۹۷۶) ارائه شده است. اما باید توجه داشت که هر رابطه تجربی H_f می‌تواند در روش مذکور، مورد استفاده قرار گیرد. با استفاده از داده‌های آزمایشی خطوط لوله ۱۷ و ۲۰ اینچی، *Oliemans* (۱۹۷۶) به مقایسه پیش‌بینی روش‌های مختلف پرداخت و نتیجه گیری نمود که روش *KSLA* با رابطه تجربی "Lockhart- Martinelli" (۱۹۴۹)، بهترین نتایج را ارائه می‌دهد.

۶-۲-۶- روش Soliman

در سال ۱۹۸۴ با استفاده از معادله دارسی، جهت محاسبه ضریب اصطکاک لوله‌های فولادی زیر و روابط ارائه شده "Lockhart- Martinelli" (۱۹۴۹) و همچنین بکارگیری نمودار *Baker* (۱۹۵۴) در تعیین انواع رژیمهای جریان موجود درون خطوط لوله، رابطه زیر را جهت محاسبه افت فشار جریان دو فازی به ازای هر صدمتر از خط لوله افقی، ارائه نمود:

$$\left(\frac{\Delta P}{100} \right) = \phi^2 \times \text{نک فازی گاز} \left(\frac{\Delta P}{100} \right) \quad (28-6)$$

$$\left(\frac{\Delta P}{100} \right) = \text{نک فازی گاز} \left(\frac{f V^2 \rho}{D} \right) \quad (29-6)$$

که در آن:

$$f = \left[\left(\frac{\Lambda}{N_{Re}} \right)^{12} + \frac{1}{(A+B)^{1/5}} \right]^{1/12} \quad (30-6)$$

$$A = \left[\frac{1}{2/45 \ln \left(\frac{1}{\left(V/N_{Re} \right)^{1/9} + (0/2V\varepsilon/D) } \right)} \right]^{1/6} \quad (31-6)$$

$$B = (37530 / N_{Re})^{1/6} \quad (32-6)$$

$$N_{Re} = 123/9 \rho_{ave} VD/\mu_l \quad (33-6)$$

$$\rho_{ave} = [\dot{m}_l + \dot{m}_g]/[(\dot{m}_l/\rho_l) + (\dot{m}_g/\rho_g)] \quad (34-6)$$

$$V = [\dot{m}_l + \dot{m}_g]/[360 \cdot \rho_{ave} \pi (D/24)^2] \quad (35-6)$$

در این روش همچنین برای محاسبه ϕ از روابط ارائه شده زیر، برای هر یک از انواع رژیم‌های جریان دوفازی، استفاده می‌شود:

● رژیم جریان حلقوی:

$$\phi = a X^b \quad (36-6)$$

که در آن:

$$a = 4/8 - 0/3125 D \quad (37-6)$$

$$b = 0/343 - 0/021 D \quad (38-6)$$

روابط فوق، قطر داخلی لوله برحسب اینچ بوده که برای لوله‌هایی با قطر داخلی ۱۲ اینچ و بیشتر، قطر خط لوله، ۱۰ اینچ در نظر گرفته می‌شود.

● رژیم جریان حبابی:

$$\phi = [14/2 X^{1/75}]/[\dot{m}_l / \pi (D/24)^2]^{1/11} \quad (39-6)$$

● رژیم جریان لخته‌ای:

$$\phi = [(1190)^{1/815}]/[\dot{m}_l / \pi (D/24)^2]^{1/5} \quad (40-6)$$

باید توجه داشت که مقدار ϕ در رژیم جریان پراکنده با استفاده از روش "Lockhart- Martinelli" (1949) محاسبه می‌شود. همچنین در این روش امکان پیدا کردن رژیمهای جریان لایه‌ای، موجی و قالبی ناچیز در نظر گرفته شده و تنها در خطوط لوله افقی طولانی، این نوع رژیمهای جریان دوفازی، پذیدار خواهد شد (Soliman, 1984).

"Behnia-Ilic" روش ۷-۲-۶

در سال ۱۹۹۰، "Behnia-Ilic" با استفاده از تعدادی داده‌های موجود در بانک اطلاعاتی AGA (۱۹۸۰)، رابطه تجربی زیر را برای محاسبه افت فشار درون خطوط لوله انتقال جریان دو فازی، بدون در نظر گرفتن موقعیت قرارگیری خط لوله و مقدار مایع تجمع یافته و همچنین نحوه تاثیرات انتقال حرارت، بصورت زیر پیشنهاد نمودند:

$$\Delta P^* = 0.397 N_{Fr}^6 - 0.715 N_{Fr}^5 + 0.94 N_{Fr}^4 + 2.42 N_{Fr}^3 - 0.97 N_{Fr}^2 + 0.29 N_{Fr} \quad (41-6)$$

که در آن:

$$N_{Fr} = \frac{V_m}{(gL)^{1/5}} \quad (42-6)$$

$$N_{Fr} = \frac{V_m}{(gL)^{1/5}} \quad (43-6)$$

میزان دقت نتایج حاصل از این روش در مقایسه با نتایج تجربی موجود در بانک اطلاعاتی AGA (۱۹۸۰)، حدود $\pm 10\%$ می‌باشد. با در نظر گرفتن محدودیهای این روش، صحت استفاده از رابطه تجربی فوق منوط به آزمایش آن رابطه با تعداد بیشتری از داده‌های میدانی می‌باشد.

۶-۳-۶ روابط خاص جهت محاسبه مقدار مایعات تجمع یافته

علاوه بر روابطی که توسط محققان مختلف برای محاسبه مقدار مایعات تجمع یافته، جهت تعیین افت فشار، در خطوط لوله افقی جریانهای دو فازی ارائه شده است. روابطی نیز توسط عده‌ای یگر برای محاسبه مقدار مایعات تجمع یافته، بشرح زیر ارائه شده است.

Hughmark روش ۱-۳-۶

رابطه Hughmark (۱۹۶۲) با استفاده از داده‌های حاصل از جریانهای هم جهت و رو به بالا مخلوط هوا - مایع درون لوله‌هایی به قطر $63/0$ الی $2/5$ اینچ، توسعه پیدا کرده است.

در این روش از ضریب K_b که توسط Bankoff (۱۹۶۰) ارائه شده است، بصورت زیر استفاده می‌شود:

$$K_b = \frac{H_g}{\lambda_e} = \frac{1 - H_l}{1 - \lambda_l} \quad (44-6)$$

برای تعیین تغییرات K_b با گروههای بدون بُعد بکار رفته در تعریف متغیر محور افقی شکل Hughmark (۱۹۶۲)، رابطه‌ای بصورت زیر پیدا نمود.

$$\zeta_b = 0/1038 + 0/249 M - 0/0179 M^2 \quad ; \quad 1/3 < M \leq 7/5 \quad (45-6)$$

$$k_b = 0/\sqrt{A} \left(\frac{M}{10} \right)^{0.0932} \quad ; \quad 7/5 < M < 130 \quad (46-6)$$

که در آن روابط:

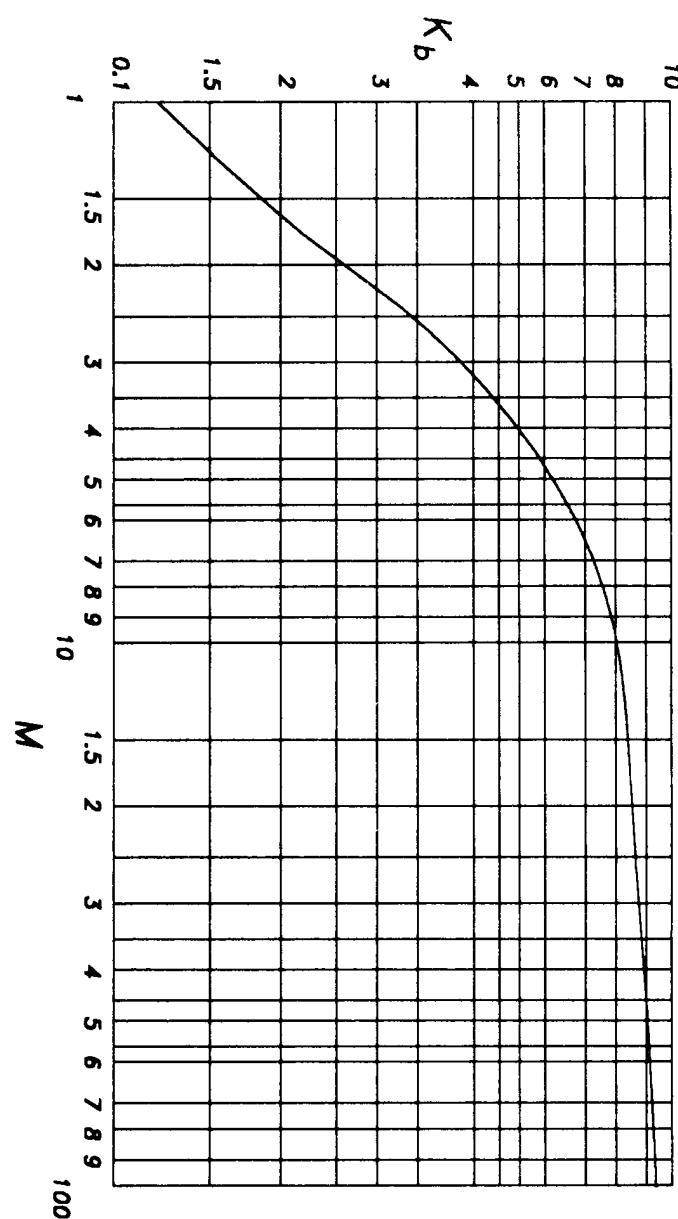
$$M = (N_{Re,H})^{\frac{1}{6}} (N_{Fr})^{\frac{1}{8}} (\lambda_l)^{-\frac{1}{4}} \quad (47-6)$$

که در آن:

$$N_{Re,H} = \frac{\rho_n V_m D}{\mu_s}$$

باید توجه داشت که محاسبه مقدار مایع تجمع یافته در این روش، نیازمند روش تکراری سعی و خطای می‌باشد زیرا هر دو پارامتر شکل (۹-۶)، تابعی از H_l هستند.

اگرچه این رابطه از جریان‌های قائم بدست آمده است، اما در محدوده وسیعی برای جریان‌های افقی می‌تواند مورد استفاده قرار گیرد.

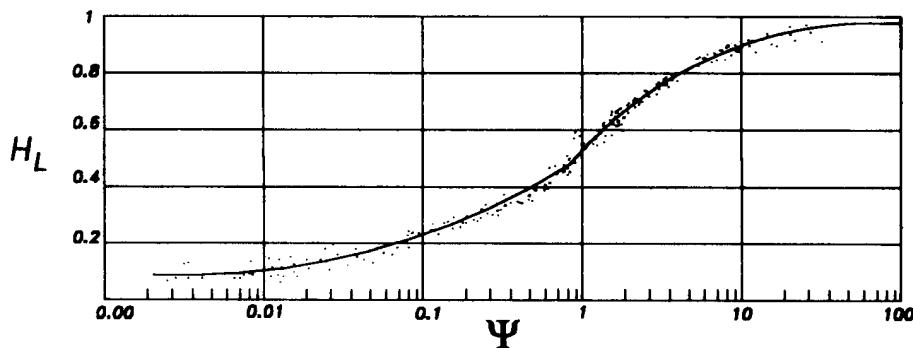


شکل ۹-۶ رابطه تجربی Hughmark (۱۹۶۲) جهت تعیین تغییرات پارامتر K_b ارائه شده توسط Bankoff (۱۹۶۰)

۶-۳-۲- روش Hughmark-pressburg

در سال ۱۹۶۱، "Hughmark-pressburg" با استفاده از داده‌های بدست آمده از سیستمی متشکل از هوا با ۶ مایع مختلف، رابطه‌ای برای محاسبه مقدار مایعات تجمع یافته درون خطوط لوله جریان دو فازی قائم بدست آورده‌اند که برای جریان افقی نیز مورد استفاده قرار می‌گیرد. این رابطه در شکل (۱۰-۶) مشخص شده است. متغیر محور افقی این شکل، بصورت زیر تعریف می‌شود:

$$\psi = 6 \times 10^4 \left(\frac{V_{sl} \rho_l}{V_{sg} \rho_g} \right)^{0.9} \left(\frac{\mu_l^{0.19} \sigma_l^{0.205} \rho_g^{0.75} \mu_g^{0.75} A_t^{0.425}}{\dot{m}_m^{0.425} \rho_l^{0.72}} \right) \quad (۴۸-۶)$$



شکل ۱۰-۶: نمودار تعیین مقدار مایع تجمع یافته با استفاده از روش "Hughmark-pressburg" (۱۹۶۱)

۶-۴- ارزیابی روابط تجربی ارائه شده برای خطوط لوله افقی انتقال جریانهای دوفازی

روابط تجربی متعدد و قابل دسترسی برای پیش‌بینی مقادیر مایع تجمع یافته و افت فشار جریان دو فازی در خطوط لوله افقی، توسط تعداد زیادی از محققین مورد ارزیابی، قرار گرفته است. داده‌های آزمایشی مورد استفاده برای بررسی و مطالعه مقایسه‌ای و ارزیابی این روابط، بندرت نسبت بهم بی‌غرض بوده و لذا نتایج حاصل، خیلی واقعی بنتظر نمی‌رسند. بنابراین لازمست از روابط تجربی پیش‌بینی کننده مقادیر افت فشار و مایع تجمع یافته، با دقت بیشتری استفاده شود.

۶-۴-۱- مقدار مایع تجمع یافته

مطالعات متنوعی به منظور ارزیابی روابط تعیین کننده مقدار مایع تجمع یافته ارائه شده است. به عنوان مثال *Dukler* و همکاران (۱۹۶۶)، روابط *Hagendourn* (۱۹۵۹)، *Hughmark* (۱۹۶۲) و "Lockhart- Martinelli" (۱۹۴۹) را با بانک اطلاعاتی *AGA/API* (۱۹۸۰) مورد ارزیابی قرار نداده و به این نتیجه رسیده‌اند که رابطه *Hughmark* بهترین رابطه قابل اطمینان می‌باشد. همچنین "Degance - Atherton" (۱۹۷۰) از مطالعات *Dukler* (۱۹۶۹) نتیجه گرفته است که هر دو رابطه *Hughmark* (۱۹۶۲) و "Lockhart- Martinelli" (۱۹۴۹) برای محدوده $0 < H_l < 0.2$ مناسب نبوده ولیکن رابطه *Hughmark* (۱۹۶۲) در محدوده‌های متوسط، قابل قبول می‌باشد. آنها همچنین پیشنهاد کردند که رابطه *Eaton* و همکاران (۱۹۶۷) برای مقادیر $0 < H_l < 0.2$ نسبت به بقیه روابط، بهترین نتیجه را ارائه می‌کند.

یک سری مطالعات مقایسه‌ای برای ارزیابی روابط تجربی محاسبه مقدار مایع تجمع یافته توسط *Vohra* و همکارانش (۱۹۷۳) بر مبنای داده‌های *Eaton* (۱۹۶۶) و *Beggs* (۱۹۷۲) انجام شد. روابط مورد بررسی، شامل روابط *Eaton* و همکاران (۱۹۶۷)، *Beggs-Brill* (۱۹۷۳) و "Lockhart- Martinelli" (۱۹۴۹)، *Guzhov* (۱۹۶۷) با در نظر گرفتن *Dukler* (۱۹۶۹) محاسبات مایع تجمع یافته بدون لغزش بود. آنها از بررسی نتایج حاصله به این نتیجه رسیدند که اولاً رابطه *Eaton* و همکاران (۱۹۶۷) براساس رابطه "Beggs-Brill" (۱۹۷۳)، اساساً از سایر روابط بهتر می‌باشد. همچنین مشخص شد که روش‌های *Eaton* و همکاران، *Guzhov* و همکاران (۱۹۶۷) و "Beggs - Brill" (۱۹۷۳) در محدوده $0 < H_l < 0.35$ ، دقت بسیار خوبی دارند. بطوریکه تنها روش *Eaton* و همکاران در محدوده $0 < H_l < 0.1$ نتایج قابل قبولی را ارائه می‌نماید. لازم بذکر است در این ارزیابی، مشخص گردید که تمامی روش‌های مذکور در محدوده $0 < H_l < 0.1$ نتایج غیر قابل قبولی ارائه می‌دهند در حالیکه روش بدون لغزش و روش *Dukler* و همکاران (۱۹۶۹) نتایج نسبتاً بهتری نسبت به سایر روش‌ها در این محدوده نشان می‌دهند. همچنین تحقیقات انجام شده توسط *Vohra* و همکارانش (۱۹۷۳) مشخص نمود که روش‌های *Eaton* و همکاران (۱۹۶۷) و *Dukler* و همکاران (۱۹۶۹)، بترتیب مقدار مایع تجمع یافته را کمتر و بیشتر از مقدار اندازه‌گیری شده، پیش‌بینی می‌نماید. با استفاده از یک بانک اطلاعاتی که شامل ۲۶۸۵ داده گردآوری شده از منابع مختلف می‌باشد،

و همکارانش (۱۹۷۴) ارزیابی جامعی به منظور مقایسه نتایج حاصل از دوازده روش مختلف پیش‌بینی مقدار مایعات تجمع یافته، انجام دادند. برای پیش‌بینی نتایج حاصله، Mandhane و همکارانش (۱۹۷۴) پارامتر خطأ (e) را بصورت زیر تعریف کردند:

$$e = H_{l_i} - H_{l_i}^* \quad \text{تجربی} \quad \text{پیش‌بینی شده} \quad (49-6)$$

آنها همچنین برای مقایسه روش‌های مذکور، انواع مختلف پارامتر خطأ را بصورت زیر پیشنهاد دادند:

$$\varepsilon_1 = \left[\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_i^2 \right]^{\frac{1}{2}} \quad \text{(خطای مجدول میانگین مربعات)} \quad (50-6)$$

$$\varepsilon_2 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |e_i| \quad \text{(خطای میانگین مطلق)} \quad (51-6)$$

$$\varepsilon_3 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_i \quad \text{(خطای میانگین ساده)} \quad (52-6)$$

$$\varepsilon_4 = \frac{100}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{e}{H_{l_i}} \right| \quad \text{تجربی} \quad \text{(درصد خطای میانگین مطلق)} \quad (53-6)$$

$$\varepsilon_5 = \frac{100}{n} \sum_{i=1}^n \left[\frac{e}{H_{l_i}} \right]_i \quad \text{تجربی} \quad \text{(درصد خطای میانگین)} \quad (54-6)$$

در روابط فوق، n تعداد کل داده‌های حاصل از آزمایش می‌باشد.

لازم به ذکر است که سه خطای اول برای مقادیر زیاد مایع تجمع یافته، خیلی حساس می‌باشند. در حالیکه دو خطای دیگر، خیلی متأثر از مقادیر کم مایع تجمع یافته می‌باشند.

پارامترهای خیلی حساس، یک معیار مناسب برای بررسی و انتخاب روش مطمئن می‌باشند. خلاصه‌ای از مقادیر پارامترهای مختلف خطاب برای روش‌های مختلف، در جدول (۱-۶) ارائه شده است. باید توجه داشت که روش‌های خاصی در این جدول وجود دارند که فقط برای یک الگوی جریان خاص، توسعه یافته‌اند. این روابط تجربی فقط توسط الگوی جریان *Mandhane* و همکاران (۱۹۷۴)، ارزیابی شده‌اند.

با ملاحظه جدول (۱-۶)، نتایج زیر حاصل می‌شود:

۱- روش، یا روش‌های مهم برای هر الگوی جریان، بصورت قسمتهای مشخص شده در جدول فوق، نشان داده شده‌اند.

✓ ۲- پراکندگی داده‌ها برای [جریان موجی] خیلی بالا بوده و پیش‌بینی مقدار مایع تجمع یافته برای جریان [حلقوی - قطره‌ای] حتی با استفاده از بهترین روش، خیلی مطمئن بنظر نمی‌رسد.

۳- انتخاب روش "Beggs-Brill" (۱۹۷۳) برای جریان [جبابی پراکنده]، به علت محدودیت تعداد داده‌ها، ممکن است خیلی معنی‌دار نباشد. در این حالت، روش *Hughmark* (۱۹۶۲) اساساً نسبت به سایر روش‌ها برتری دارد.

جدول ۶-۱: مقایسه نتایج روابط تجربی تعیین مقدار مایع تجمع یافته با استفاده از رژیم جریان پشت سینه شده تو سط Mandhane، همکارانش. (۱۹۷۴).

رژیم حریان	تعداد نقطه خطا	پارامترهای "Lockhart-Martinelli"	Hogendoorn و همکاران	Eaton و همکاران	Hughmark و همکاران	Cuzhov و همکاران	Chawla	Beggs- Brill	Dukler	
حبابی و حبابی کشیده	۵۸۶	E _۱	-۰/۰۸۰	-۰/۱۱۴	-۰/۰۸۴	-۰/۰۶۰	-۰/۰۷۶	-۰/۱۳۳	-۰/۰۹۱	-۰/۰۸۱
		E _۲	-۰/۰۱۲	-۰/۰۵۹	-۰/۰۵۱	-۰/۰۰۱	-۰/۰۲۱	-۰/۰۸۸	-۰/۰۵۲	-۰/۰۲۳
		E _۳	-۰/۰۵۶	-۰/۰۷۷	-۰/۰۶۳	-۰/۰۴۰	-۰/۰۵۰	-۰/۱۱۴	-۰/۰۶۵	-۰/۰۵۵
		E _۴	۱۰/۷	۱۵/۹	۹/۳	۷/۲	۸/۹	۱۶/۷	۱۰/۱	۱۰/۷
		E _۵	-۰/۹	۱۳/۹	-۴/۹	۱/۸	-۰/۰	-۶/۶	-۵/۴	۵/۴
لایه‌ای	۱۳۶	E _۱	-۰/۱۶۱	-۰/۲۶۴	-۰/۲۲۳	-۰/۱۶۴	-۰/۲۰۴	-۰/۱۳۴	-۰/۲۴۷	-۰/۱۲۴
		E _۲	-۰/۱۱۰	-۰/۲۱۰	-۰/۱۵۸	-۰/۰۸۹	-۰/۰۸۱	-۰/۰۳۱	-۰/۱۷۵	-۰/۰۶۹
		E _۳	-۰/۱۲۷	-۰/۲۱۳	-۰/۱۵۸	-۰/۱۳۱	-۰/۱۶۵	-۰/۱۱۰	-۰/۲۰۴	-۰/۱۰۴
		E _۴	۳۱/۸	۱۲۹/۹	۵۰/۷	۵۰/۱	۵۹/۰	۴۶/۷	۵۴/۰	۳۵/۰
		E _۵	-۱۸/۳	۱۲۹/۳	-۴۰/۴	۶/۳	۱۹/۱	۱۸/۰	-۳۹/۳	-۲۵/۹
موجی	۱۸۱	E _۱	-۰/۰۹۷	-۰/۱۰۶	-۰/۱۷۱	-۰/۰۱۱	-۰/۱۲۱	-۰/۰۹	-۰/۱۶۲	-۰/۰۱۷
		E _۲	-۰/۰۲۳	-۰/۰۳۳	-۰/۱۳۷	-۰/۰۱۲	-۰/۰۱۳	-۰/۰۰۲	-۰/۱۲۴	-۰/۰۲۸
		E _۳	-۰/۰۵۹	-۰/۰۷۸	-۰/۱۳۷	-۰/۰۷۰	-۰/۰۹۴	-۰/۰۵۲	-۰/۱۲۵	-۰/۰۶۹
		E _۴	۴۴/۲	۱۰۰/۸	۷۶/۴	۶۸/۷	۱۰۴/۵	۴۵/۸	۶۴/۹	۴۳/۴
		E _۵	۳۶/۶	۸۸/۱	-۷۶/۴	۴۴/۹	۷۷/۲	۳۰/۲	-۶۱/۸	-۲۸/۰
لخته‌ای	۱/۲۱۵	E _۱	-۰/۰۹۳	-۰/۰۹۹	-۰/۱۵۱	-۰/۰۸۸	-۰/۱۰۰	-۰/۰۱۰	-۰/۱۱۸	-۰/۰۱۰
		E _۲	-۰/۰۳۸	-۰/۰۱۵	-۰/۱۲۰	-۰/۰۲۱	-۰/۰۱۵	-۰/۰۰۶	-۰/۰۷۲	-۰/۰۲۲
		E _۳	-۰/۰۷۰	-۰/۰۷۱	-۰/۱۲۱	-۰/۰۵۹	-۰/۰۷۵	-۰/۰۷۴	-۰/۰۸۱	-۰/۰۸۱
		E _۴	۲۵/۵	۳۲/۳	۳۵/۲	۲۲/۱	۴۰/۰	۲۹/۰	۲۵/۱	۲۸/۱
		E _۵	۱۸/۰	۱۹/۰	-۳۴/۰	۴/۴	۲۱/۴	۱۵/۳	-۱۵/۴	-۱۰/۸
حلقوی- مه آسود	۵۴۹	E _۱	-۰/۱۷۱	-۰/۱۹۶	-۰/۲۴۰	-۰/۱۷۸	-۰/۱۵۴	-۰/۱۹۱	-۰/۲۱۸	-۰/۲۲۷
		E _۲	-۰/۰۸۸	-۰/۱۲۲	-۰/۱۸۶	-۰/۰۱۸	-۰/۰۳۲	-۰/۱۱۶	-۰/۱۶۱	-۰/۱۶۷
		E _۳	-۰/۱۱۷	-۰/۱۴۰	-۰/۱۸۶	-۰/۱۳۱	-۰/۱۲۰	-۰/۱۳۳	-۰/۱۶۱	-۰/۱۶۱
		E _۴	۶۲/۲	۶۶/۸	۸۸/۸	۵۷/۰	۱۱۲/۹	۶۲/۰	۷/۱	۷۹/۰
		E _۵	-۰/۲	-۲۲/۵	-۸۸/۸	-۱۱/۰	-۷۳/۶	-۱۹/۸	-۵۷/۸	-۷۵/۵
حبابی پراکنده	۱۸	E _۱	-۰/۰۸۷	-۰/۰۷۸	-۰/۰۷۸	-۰/۰۷۴	-۰/۰۸۴	-۰/۰۹۹	-۰/۰۴	-۰/۰۴۸
		E _۲	-۰/۰۸۰	-۰/۰۵۰	-۰/۰۷۲	-۰/۰۴۹	-۰/۰۵۶	-۰/۰۶۰	-۰/۰۰۲	-۰/۰۰۶
		E _۳	-۰/۰۸۰	-۰/۰۶۱	-۰/۰۷۲	-۰/۰۵۸	-۰/۰۷۳	-۰/۰۶۰	-۰/۰۳۴	-۰/۰۳۸
		E _۴	۱۵/۶	۱۱/۷	۱۴/۰	۱۱/۲	۱۴/۵	۶/۸	۶/۰	۷/۱
		E _۵	-۱۵/۶	۱۰/۶	-۱۴/۰	۱۰/۳	۱۲/۷	-۶/۷	-۰/۴	-۰/۷
تمام رژیمهای حریان	۲/۶۸۵	E _۱	-۰/۱۱۵	-۰/۱۴۹	-۰/۱۶۸	-۰/۱۱۵	-۰/۱۱۷	-۰/۱۳۲	-۰/۱۵۱	-۰/۱۲۸
		E _۲	-۰/۰۰۸	-۰/۰۰۸	-۰/۱۲۱	-۰/۰۳۷	-۰/۰۲۳	-۰/۰۴۷	-۰/۰۹۴	-۰/۰۴۴
		E _۳	-۰/۰۰۸	-۰/۰۹۴	-۰/۱۲۵	-۰/۰۷۶	-۰/۰۵۸	-۰/۰۹۵	-۰/۱۰۴	-۰/۰۹۳
		E _۴	۳۱/۲	۴۵/۲	۴۳/۹	۳۲/۵	۵۳/۸	۳۵/۰	۳۵/۰	۳۵/۹
		E _۵	۹/۶	۱۹/۶	-۴۱/۹	۳/۸	۳۰/۷	۴/۳	-۲۸/۲	-۲۲/۴

همچنین Mandhane و همکاران (۱۹۷۵)، از دیگر نقشه‌های الگوی جریان برای پیش‌بینی انواع رژیم‌های جریان دوفازی به منظور مطالعه مقایسه‌ای روابط تجربی محاسبه مقدار مایع تجمع یافته، استفاده نمودند که به تغییرات خیلی کوچکی در انتخاب روش‌های مهم، منتج شد.

۶-۴-۲- افت فشار

در حال حاضر توانایی پیش‌بینی معتبر و قابل اطمینان ضرایب اصطکاک برای محاسبه افت فشار جریان‌های دوفازی، وجود ندارد. اگر چه روابطی که برای پیش‌بینی افت فشار جریان دوفازی ارائه شده‌اند، ممکن است بصورت واضحی برای ضریب اصطکاک دو فازی حل شوند ولی در هر صورت، معادلات متوجه شده عموماً تابع مقدار مایع تجمع یافته بوده و یک مقایسه معتبر بین روابط ضریب اصطکاک، متکی به استفاده از داده‌های مقدار مایع تجمع یافته از طریق داده‌های اندازه‌گیری شده و یا در مقابل آن، مقادیر پیش‌بینی شده می‌باشد.

در سال ۱۹۶۹ Dukler و همکاران، روش‌های Baker (۱۹۶۱)، Bankoff (۱۹۶۰) و Chenoweth-Martin (۱۹۶۴)، Lockhart-Martinell (۱۹۴۹) و Yagi (۱۹۵۴) را با بانک

داده‌های AGA/API مورد ارزیابی قرار دادند. آنها به این نتیجه رسیدند که رابطه Lockhart-Martinell (۱۹۴۹) در میان سایر روابط تجربی، قابل اعتمادترین روش می‌باشد. همچنین Hernandez-Brill (۱۹۷۳)، روابط Guzhov (۱۹۷۷) و Eaton (۱۹۶۷) و همکاران (۱۹۶۹)

Dukler و همکاران (۱۹۶۹) و Beggs-Brill (۱۹۷۳) را با داده‌های حاصل از آزمایش‌های Beggs (۱۹۶۶) و Eaton (۱۹۷۲) مورد مقایسه قرار دادند. آنها نتیجه گرفتند که اساساً رابطه

Dukler و همکاران (۱۹۶۹) بهترین نتایج را نسبت به سایر روابط می‌دهد. بالاخره Mandhane (۱۹۷۵) با استفاده از حدود ۱۰۵۰۰ داده افت فشار اصطکاکی، به

مقایسه ۱۴ روش مختلف محاسبه افت فشار (همانند مطالعه مقدار مایع تجمع یافته) پرداختند. نتایج حاصل از ارزیابی روش‌های مختلف پیش‌بینی افت فشار در جدول (۲-۶) ارائه شده است.

در جدول مذکور همچنین دو اصلاح انجام شده در روش Lockhart-Martinell (۱۹۴۹) برای جریانهای لخته‌ای و حبابی پراکنده نیز، مورد بررسی قرار گرفته‌اند.

باید توجه داشت که در ارزیابی انجام گرفته توسط Mandhane و همکاران (۱۹۷۵) جهت تعیین مقدار انحراف نتایج پیش‌بینی شده افت فشار با مقادیر تجربی (در جدول ۲-۶) پارامتر خطا (e)

بصورت زیر تعریف گردیده است:

$$e = \frac{\Delta P_{\text{تجربی}} - \Delta P_{\text{پیش‌بینی شده}}}{\Delta P_{\text{تجربی}}} \quad (55-6)$$

سایر پارامترهای خطا در جدول (۲-۶) نیز مشابه آنچه که راجع به محاسبه مقدار مایع تجمع یافته بیان شده بود، مورد استفاده قرار گرفته‌اند. بالین تفاوت که سه پارامتر اول در عدد ۱۰۰۰ و دو پارامتر دیگر در عدد ۱۰ ضرب شده‌اند تا مقادیر عددی بسادگی مشخص شوند.

جدول ۲-۶: مقایسه نتایج حاصل از روابط تجربی مختلف محاسبه افت فشار بوسیله رژیمهای

جریان پیش‌بینی شده توسط Mandhane و همکاران (۱۹۷۵)

رژیم جریان	تعداد نقاط	Lockhart & Martinelli	Chisholm	Baker	Dukler و همکاران	Chawla	Hoogendoorn Hoogendoorn & Buitelaar	Chenoweth Martin" & Buitelaar	Bertuzzi و همکاران	Baroczy	Heggs Brill"
حبابی و حبابی کشیده	۱/۶۵۱	E _۱ E _۲ E _۳ E _۴ E _۵	۵۰ ۱۵ ۱۰ ۷۹۴ ۶۸۵	۵۳ ۱۵ ۵ ۸۰۸ ۶۴۶	۵۰ ۲۱ ۸ ۱/۱۷۸ ۱/۰۷۹	۴۹ ۱۴۷ -۹ ۴۹۳ ۱۶۱	۱۴۷ ۴۸ -۴ ۱/۲۰۸ ۴۸۵	۱۶۳ ۶۸ -۴۹ ۱/۱۱۴ -۷۹۵	۵۵ ۱۹ -۱۶ ۴۹۸ -۱۷۷	۲۶ ۹ -۳ ۴۷۶ ۱۷۳	۴۱ ۱۸ -۹ ۷۰۳ ۴۱۶
	۸۲۷	E _۱ E _۲ E _۳ E _۴ E _۵	۴ ۲ -۱ ۲/۵۳۴ ۲/۰۵۷	۵ ۲ -۱ ۲/۸۴۰ ۲/۲۵۶	۵ ۲ -۱ ۲/۵۳۷ ۱/۵۹۳	۴ ۳ -۱ ۱/۱۹۴ ۳۹۷	۶ ۴ -۲ ۷۰۸ -۵۲۲	۸ ۳ -۴ ۹۹۹ -۹۹۹	۶ ۳ -۳ ۱/۰۰۲ -۴۸۱	۵ ۲ -۰ ۳/۴۴۴ ۲/۷۹۷	۵۷ ۱۵ ۱۲ ۲/۲۸۱ ۲/۰۵۴
	۸۹۱	E _۱ E _۲ E _۳ E _۴ E _۵	۳۵ ۱۲ -۱ ۵۸۰ ۴۵۶	۲۲ ۱۱ -۴ ۵۸۰ ۴۷۲	۳۵ ۱۰ -۱ ۲۸۵ ۴۵۶	۵۰ ۱۲ -۶ ۵۳۵ -۱۴۸	۵۰ ۱۷ -۷ ۹۹۹ -۳۱۸	۱۰۰ ۲۲ -۲۲ ۸۳۹ -۹۹۹	۶۰ ۲۳ -۱۹ ۱/۱۲۷ -۸۲۸	۶۰ ۲۰ ۱ ۴/۳۲۰ ۹۸۰	۲۰۱ ۱۵ ۵۴ ۵/۳۲۰ ۴/۱۱۹
	۴/۰۵۷	E _۱ E _۲ E _۳ E _۴ E _۵	۱/۱۴۰ ۲۴۲ ۱۷۴ ۹۳۴ ۸۳۱	۱/۴۳۳ ۲۵۲ ۱۸۹ ۱/۱۴۴ ۱/۰۵۲	۵۳۸ ۱۹۷ -۱۹۶ ۶۸۶ -۵۴۸	۴۸۳ ۱۱۵ -۹ ۴۶۷ ۱۰۸	۹۱۴ ۳۰۲ ۱۳۷ ۱/۸۹۷ ۱/۲۱۶	۵۷۷ ۲۳۰ -۲۳۰ ۹۹۷ -۹۹۷	۳۹۸ ۱۲۲ -۱۱۰ ۵۶۰ -۳۸۰	۵۰۸ ۱۱۹ ۳۴ ۵۳۲ ۳۴۵	۵۶۴ ۱۱۱ ۳۴ ۵۲۷ ۴۸۸
	۳/۰۵۸	E _۱ E _۲ E _۳ E _۴ E _۵	۸۹۰ ۲۲۰ -۱۱۸ ۲۹۳ -۱۹	۸۴۷ ۲۱۲ -۱۳۷ ۳۱۰ -۶۱	۱/۲۸۰ ۲۷۷ -۲۶۴ ۳۹۶ -۴۳۴	۸۴۹ ۲۸۷ -۲۶۴ ۴۷۱ -۴۳۴	۹۳۷ ۳۳۰ -۵۰ ۴۰۱ -۴۳۴	۱/۳۸۷ ۵۵۲ -۳۱۶ ۱/۵۷۹ -۱۴۳	۹۲۳ ۳۹۵ -۳۹۱ ۱/۳۷۵ -۱۴۳	۸۳۷ ۲۲۴ -۱۲۰ ۱۳۵ -۸۲۵	۸۱۴ ۲۲۳ -۱۲۸ ۱۳۸ -۵۰۳
حبابی پراکنده	۹۹	E _۱ E _۲ E _۳ E _۴ E _۵	۶/۵۰۶ ۱/۳۷۰ ۱/۳۶۳ ۵۳۷ ۵۲۱	۷/۰۴۴ ۱/۴۹۷ ۱/۴۷۲ ۵۶۷ ۵۰۸	۱/۴۹۷ ۴۶۸ ۲۴۱ ۳۸۴ ۵۷	۱/۷۵۷ ۳۶۲ ۳۰۶ ۱/۰۴۲ ۵۹	۴/۴۵۳ ۱/۴۱۹ ۱/۲۳۵ ۹۷۶ ۵۳۰	۱/۰۲۹ ۵۴۵ -۶۳۰ ۹۷۶ -۸۹۰	۸۱۷ ۲۰۹ ۱۱۴ ۱۸۲ ۷۵	۲/۵۰۲ ۵۰۹ ۳۶۵ ۱۱۹ -۲	۲/۱۰۲ ۴۸۷ ۲۵۰ ۳۵۱ -۱۷۳
تمام رژیمهای جریان	۱۰/۵۸۲	E _۱ E _۲ E _۳ E _۴ E _۵	۱/۱۷۵ ۱۷۳ ۴۷ ۸۲۷ ۶۲۵	۱/۰۹ ۱۷۵ ۴۷ ۸۱۲ ۷۰۸	۷۷۸ ۱۶۴ -۷۱ ۵۱۱ ۱۸۰	۵۷۲ ۱۳۴ -۷۹ ۱/۲۰۰ -۴۰	۸۷۳ ۲۳۴ -۴۸ ۸۸۰ ۴۳۹	۵۰۴ ۲۰۲ -۱۹۵ -۱۵۸ -۸۱۰	۵۶۰ ۱۶۸ -۱۵۸ ۵۸۴ -۵۱۸	۵۳۵ ۱۱۸ -۲۱ ۷۴۷ ۴۶۵	۵۹۹ ۱۱۶ -۱۷ ۱/۵۲۸ ۱/۱۶۲

با بررسی کلی جدول (۲-۶) می‌توان بیان نمود که روش Dukler و همکاران (۱۹۶۹)، اساساً بهترین نتایج را براساس "Beggs-Brill" (۱۹۷۳) ارائه می‌دهد. شایان ذکر است Gregory و همکارانش (۱۹۷۴) با استفاده از داده‌های بانک اطلاعاتی Houston، چهارده روش پیش‌بینی افت فشار در جریان دوفازی افقی را مورد بررسی قرار داده و به این نتیجه رسیدند که بهترین روش طراحی برای هر الگوی جریان، تلفیق بهترین روش پیش‌بینی کننده افت فشار با بهترین روش پیش‌بینی کننده مقدار مایع تجمع یافته می‌باشد (جدول ۳-۶). هر چند استفاده از روش آنها روز به روز فراگیرتر می‌شود ولی باید توجه داشت که استفاده از این روش ترکیبی، ممکن است منجر به تشخیص ناپیوستگی مرزهای رژیم جریان موجود درون خطوط انتقال جریانهای دوفازی شود.

✓ - جدول ۳-۶ می‌بینیم رابطه تقریبی اندیکاتور افت فشار

بر اساس اندیکاتور افت فشار

ساختار کمترین اندیکاتور افت فشار (Lockhart-Martinelli) است

ساختار میانگین اندیکاتور افت فشار (Herschel-Cox) است

ساختار میانگین اندیکاتور افت فشار (Mandalana)

ساختار میانگین اندیکاتور افت فشار (Beggs-Brill)

جدول ۳-۶: تعدادی از روش‌های ترکیبی موجود در طراحی هیدرولیکی خطوط لوله جریان دوفازی

(Pipephase Input Manual, ۱۹۸۸)

روش	نقشه	مایع تجمع یافته	افت فشار		
			اصطکاکی	نashی از تغییرات ارتفاع	نashی از شتاب
Dukler-Eaton Flanigan(DF)	—	Eaton Flanigan	Dukler (Eaton Holdup)	Flanigan (Flanigan Holdup)	Eaton
Beggs & Brill	Beggs & Brill	Beggs & Brill	Beggs & Brill با استفاده از ضرب Moody اصطکاک	Beggs & Brill	Beggs & Brill
Beggs & Brill	Beggs & Brill	مایع تجمع یافته بدون لغزش	Beggs & Brill با استفاده از ضرب Moody اصطکاک	مایع تجمع یافته بدون لغزش	Beggs & Brill
Dukler Flanigan (DF)	—	Dukler-Flanigan	Dukler (Dukler Holdup)	Flanigan (Flanigan Holdup)	بدون شتاب
Eaton Flanigan (EF)	—	Eaton- Flanigan	Eaton (Eaton Holdup)	Flanigan (Flanigan Holdup)	
Mukherjee- Brill Eaton (MUBE)	Mukherjee- Brill	*Eaton	Mukherjee- Brill	Mukherjee- Brill	Mukherjee- Brill
Beggs & Brill Moody Dukler (BBMD)	Beggs & Brill	*Dukler	Beggs & Brill با استفاده از ضرب Moody اصطکاک	Beggs & Brill	Beggs & Brill
Beggs & Brill Moody Eaton (BBME)	Beggs & Brill	*Eaton	Beggs & Brill با استفاده از ضرب Moody اصطکاک	Beggs & Brill	Beggs & Brill
Hagedorn & Brown Beggs & Brill (HBBB)	Beggs & Brill	Beggs & Brill	Hagedorn & Brown	Hagedorn & Brown	Hagedorn & Brown
Beggs & Brill Moody Hagedorn & Brown(BBMHB)	Beggs & Brill	Hagedorn & Brown	Beggs & Brill با استفاده از ضرب Moody اصطکاک	Beggs & Brill	Beggs & Brill

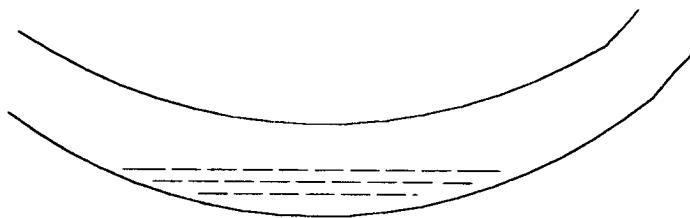
* از روش راویده خط لوله توسط روش Beggs-Brill (۱۹۷۳) تصحیح می‌شود.

فصل هفتم

جوابهای دو فازی پایدار در خطوط لوله شیدار

۱-۷- مقدمه

در حقیقت خطوط لوله مدفون در زیرزمین و یا در زیر آب، افقی نمی‌باشند. کلمه افقی بدین معنی است که طول خط لوله در مقایسه با تغییرات ارتفاع آن خیلی زیاد است. در چنین حالتی خطوط لوله جریان دو فازی علاوه بر حالت افقی، دارای حرکت روبه بالا و یا رو به پایین می‌باشند. همانطوریکه در شکل (۱-۷) نشان داده شده است، اگر انرژی جنبشی فاز مایع وارد شونده به مکانهای کم ارتفاع ناکافی بوده و نتواند مایع را به ارتفاعات بعدی برساند، مایع در مکان کم ارتفاع جمع خواهد شد. این مایعات تجمع یافته، سرآغازی برای کاهش سطح مقطع لازم برای عبور گاز می‌باشند. (Campbell, ۱۹۹۲).



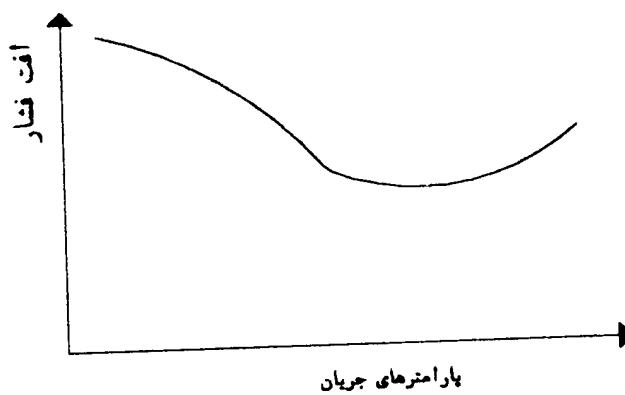
شکل ۱-۷: نمایش مایع تجمع یافته در خطوط لوله شیدار (Campbell, ۱۹۹۲)

بدیهی است که اگر نیروی فشاری کافی وجود داشته باشد مایع درون خط لوله شروع به حرکت می‌کند. بطوری که یک بخش از آن توسط گاز به ارتفاعات رانده شده و باقیمانده آن، توسط لغزش به عقب بر می‌گردد. مایع جریان یافته، باعث افزایش مقدار مایع در مکان کم ارتفاع بعدی خواهد شد. این فرآیند بطور متوالی تکرار می‌شود و مایع تجمع یافته به سمت پایین خط لوله حرکت می‌کند. به منظور غلبه بر اینرسی مقدار مایع تجمع یافته و تامین اندازه حرکت مورد نیاز، باید انرژی مصرف شود که این انرژی، باعث بوجود آمدن دو مشکل در خط لوله می‌شود:

- ۱- افزایش خوردگی، فرسایش و ایجاد تنفس در خط لوله
- ۲- افزایش افت فشار در خط لوله

به عبارت دیگر مقدار مایع تجمع یافته در مکانهای کم ارتفاع علاوه بر افت فشارهای اضافی، باعث تجمع بیش از حد مقدار مایع شده و امواج بلند مایع را در خروجی خط لوله نتیجه می‌دهد بنابراین باید مقدار نرخ جریان درون خط لوله، زیاد در نظر گرفته شود تا با تابوتان بطور موثر، مایع را در خط لوله به حرکت درآورد.

لازم به ذکر است که اگر قطر خط لوله کمتر از طرفیت طراحی شده بکار گرفته شود، مقدار مایع تجمع یافته و افت فشار، افزایش خواهد یافت. بهمین صورت اگر نرخ جریان افزایش یابد، مقدادر مایع تجمع یافته و افت فشار، هر دو کاهش می‌یابند. این پدیده در شکل (۲-۷) نشان داده شده است. باید توجه داشت که اکثر محققین از بازیابی فشار در مناطق کم ارتفاع به علت تغییرات ناچیز ارتفاع صرفنظر می‌کنند. همچنین روابط ارائه شده در مورد جریان افقی، برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته، در این منطقه کاربرد نخواهد داشت.



شکل ۲-۷: شماتیک از تغییرات فشار بر حسب نرخ جریان در خطوط لوله شیدار (Campbell, ۱۹۹۲)

کسر مابین دو فازی اندامات کارخانه شیبدار

جريانهای دو فازی پایدار در خطوط لوله شیبدار

۱۶۹

۲-۷- روابط تجربی پیش‌بینی کننده مقدار مایع تجمع یافته و افت فشار

اگرچه روابط زیادی برای محاسبه افت فشار جریان دو فازی در خطوط لوله قائم و افقی وجود دارد ولی تحقیقات کمی در حوزه جریان شیبدار صورت گرفته است. معادله تغییرات فشار جریان دو فازی، در حالت کلی، برای جریان شیبدار نیز قابل استفاده می‌باشد. عبارت دیگر:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{g}{g_c} \rho_s \sin\theta + \frac{f_{tp} \rho_n V_m^2}{2g_c D} + \left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} \quad (1-7)$$

رابطه (۱-۷) برای جریانهای رو به بالا و رو به پایین، قابل استفاده می‌باشد. معمولاً مقدار مایعات تجمع یافته در جریان رو به پایین خیلی کم می‌باشد. این مسئله باعث شده است تا بعضی از محققین از هرگونه بازیابی فشار در قسمتهای رو به پایین خطوط لوله انتقال جریان دو فازی، صرفنظر کنند.

لازم به ذکر است که روابط جریان دو فازی در خطوط لوله افقی می‌توانند برای خطوط لوله با انحراف کم از حالت افقی نیز، مورد استفاده قرار گیرند (البته اگر یک رابطه مناسب برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته ارائه شده باشد). این حالت با فرض این است که نوع رژیم جریان و مقدار مایع تجمع یافته، تابعی از شبیه خط لوله نباشند.

در این بخش، روش‌های مختلف پیش‌بینی مقدار مایع تجمع یافته و افت فشار به اختصار توضیح داده می‌شوند.

۱-۲-۷- روش Flanigan

برای حل مسائل خطوط لوله شیبدار انتقال جریان دوفازی، Flanigan (۱۹۵۸) یک رابطه تجربی به منظور محاسبه مقدار مایع تجمع یافته در قسمتهای رو به بالای خط لوله به عنوان تابعی از سرعت ظاهری گاز، ارائه داده است. این رابطه تجربی با استفاده از اطلاعات حاصل از بک خط لوله ۱۶ اینچ که در آن افت فشار و نرخهای جریان اندازه گرفته شده، توسعه یافته است. در این روش از بازیابی فشار در قسمتهای رو به پایین خط لوله انتقال جریان صرفنظر گردیده و افت فشار ناشی از اصطکاک برای جریان گاز براساس معادله Panhandle (A) محاسبه می‌شود. در این روش، مقدار شبیه خط لوله از اهمیت کمتری برخودار بوده و فقط ارتفاع عمودی آن

مورد استفاده قرار می‌گیرد. در این روش، مقدار مایع تجمع یافته مستقیماً اندازه‌گیری نمی‌شود. برای این منظور ابتدا با تعیین مقدار اختلاف افت فشار ناشی از اصطکاک، براساس معادله تصویح شده (A ، Panhandle)، و مقادیر اندازه‌گیری شده افت فشار کل جریان، مقدار افت فشار هیدرولاستاتیک محاسبه شده و در نتیجه مقدار نسبی مایع تجمع یافته بوسیله رابطه‌ای بر حسب سرعت ظاهری گاز، محاسبه می‌شود.

۱-۱-۲-۷ - افت فشار ناشی از تغییر ارتفاع

در رابطه Flanigan (۱۹۵۸)، افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع با استفاده از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\Delta P_{ele} = \frac{g}{g_c} \rho_l E_h [\sum \Delta Z^+] \quad (2-7)$$

بطوریکه در رابطه فوق، $\sum \Delta Z^+$ مجموع کلیه ارتفاعهای عمودی خطوط لوله شیدار بوده و ضریب سرباره مایع^۱ نامیده می‌شود که توسط رابطه ارائه شده Flanigan (۱۹۵۸) بصورت زیر، محاسبه می‌شود:

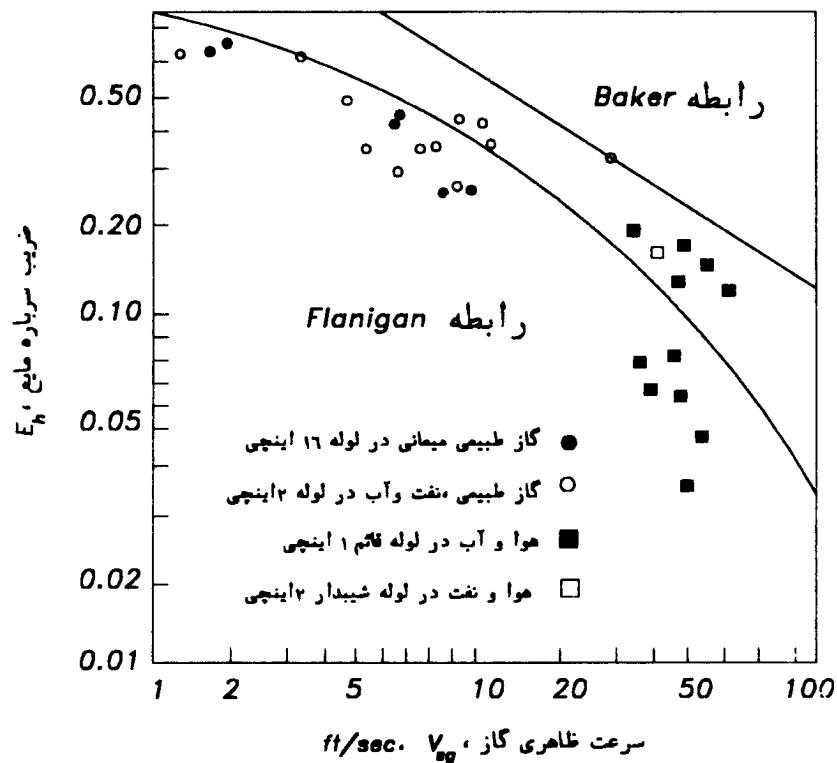
$$E_h = H_l = \frac{1}{1 + 0.3264 V_{sg}^{1/0.5}} \quad (3-7)$$

رابطه (۳-۷) براساس تعداد محدودی از داده‌های میدانی توسعه پیدا کرده است. تمام این داده‌ها به ازای سرعت ظاهری گاز بیشتر از 7 ft/sec و در خطوط لوله با قطرهای کم، اندازه‌گیری شده‌اند. رابطه تجربی دیگر توسط Baker (۱۹۵۷) برای محاسبه E_h بصورت زیر بیان شده است:

$$E_h = 1/61 V_{sg}^{-1/4} \quad (4-7)$$

هر دو رابطه در شکل (۳-۷) نشان داده شده‌اند.

1- Liquid Head



شکل ۷-۳: منحنی تغییرات ضریب سرباره مایع بر حسب سرعت ظاهری گاز (Flanigan, ۱۹۵۸)

۷-۱-۲-۲-۷ - افت فشار ناشی از اصطکاک

در سال ۱۹۵۸ استفاده از معادله Panhandle (A) را برای محاسبه افت فشار ناشی از اصطکاک، البته با درنظر گرفتن یک ضریب تصحیح کننده (E) که اثرات مایع موجود را بحساب می‌ورد، بصورت زیر توصیه نمود:



$$P_1^{\gamma} - P_2^{\gamma} = 1/0.22 \times 10^{-8} \left(\frac{T.L. \gamma_g^{1/8539}}{D^{4/8539}} \right) \left(\frac{Q}{E} \right)^{1/8539} \quad (5-V)$$

در رابطه فوق، E ضریب بازدهی خط لوله انتقال جریان می‌باشد که برای محاسبه آن می‌توان از شکل (۶-۷) و یا مستقیماً از رابطه زیر استفاده نمود:

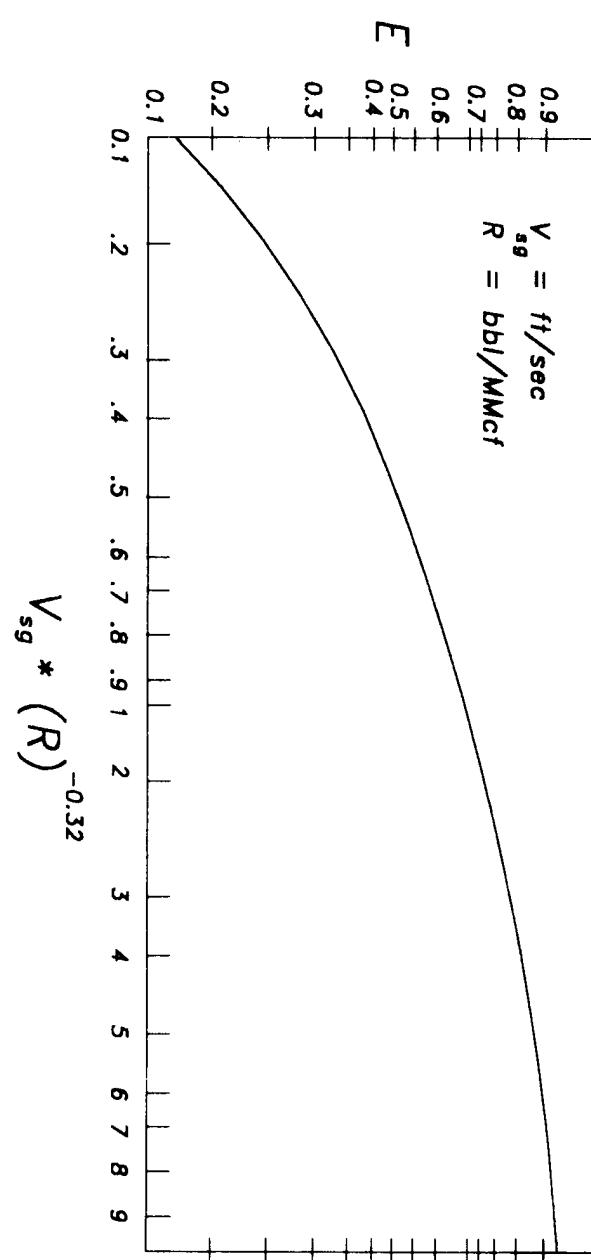
$$E = \frac{\left(\frac{V_{sg}}{R^{0.72}} \right)^2 + 0.1}{\frac{1/2206}{\left(\frac{V_{sg}}{R^{0.72}} \right)} + \frac{0.1084}{1/3439}} \quad (6-7)$$

در رابطه فوق، R نسبت حجم مایع به گاز بر حسب $bbl/MMSCF$ می‌باشد.
باید توجه داشت که در این روش، افت فشار کل برابر با مجموع افت فشارهای ناشی از اصطکاک و تغییرات ارتفاع است. به عبارت دیگر:

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_{ele} \quad (6-8)$$

بطوریکه در این روش برای محاسبه افت فشار ناشی از اصطکاک از رابطه تجربی *Dukler* (۱۹۶۹) استفاده می‌شود (*AGA, Design Manual*, ۱۹۷۰).

شایان ذکر است که برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته با استفاده از روش *Flanigan* (۱۹۵۸)، باید از یک روش تکراری سعی و خطا استفاده نمود. زیراft فشار کل و بنابراین فشار متوسط جریان به مقدار مایع تجمع یافته وابسته بوده و از طرف دیگر، مقدار مایع تجمع یافته نیز خود به سرعت ظاهری فاز گاز و آن نیز به فشار میانگین جریان وابسته است.



شکل ۷-۴: منحنی تغییرات ضریب بازدهی خط لوله انتقال جریان بر حسب سرعت ظاهری گاز
 (Flanigan, ۱۹۵۸)

"Beggs - Brill" روش ۲-۲-۷

رابطه ارائه شده توسط "Beggs - Brill" (۱۹۷۳) بر اساس اطلاعات بدست آمده از آزمایشات انجام شده بوسیله یک دستگاه آزمایشگاهی متنکی است. این دستگاه شامل یک لوله ۱ تا ۱/۵ اینچی از جنس آکریلیک به طول ۹۰ فوت می‌باشد. بطوریکه این لوله تحت زاویه‌های مختلفی قرار دارد.

۱-۲-۲-۷ - محاسبه مقدار مایع تجمع یافته

در این روش برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته، معادلات یکسانی مورد استفاده قرار گرفته تا مقدار مایع تجمع یافته را تحت برقراری کلیه الگوهای جریان، محاسبه نماید. البته برای هر رژیم جریان، ضرایب و توانها فرق می‌کنند. به عبارت دیگر:

$$H_l(\theta) = H_l(o) \Psi \quad (8-7)$$

در رابطه فوق، $H_l(o)$ مقدار مایع تجمع یافته در شرایط افقی می‌باشد و بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$H_l(o) = \frac{a \lambda_l^b}{N_{Fr}^c} \quad \checkmark \quad (9-7)$$

مقادیر a و b و c برای هر الگوی جریان مطابق با جدول (۱-۷)، با رعایت شرایط $H_l(o) \geq \lambda_l$ و $1 \leq H_l(\theta) \leq 0$ تعیین می‌شوند.

جدول ۱-۷: مقادیر ضرایب c, b, a برای هر الگوی جریان در روش "Beggs-Brill" (۱۹۷۳)

الگوی جریان	ضرایب	a	b	c
جدا شده		.۹۸	.۴۸۴۶	.۰۸۶۸
متناوب		.۸۴۵	.۵۳۵۱	.۰۱۷۳
توزيع شده		.۰۶۵	.۵۸۲۴	.۰۶۰۹

ضریب تصحیح Ψ که اثرات زاویه شب خلط لوله را بر مقدار مایع تجمع یافته در نظر می‌گیرد، با

استفاده از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\Psi = 1 + \alpha / \sin(1/\lambda\theta) - 0.333 \sin^3(1/\lambda\theta) \quad (10-7)$$

بطوریکه مقدار α از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\alpha = (1 - \lambda_l) \ln \left[d \lambda_l^e N_{lV}^f N_{Fr}^g \right] \quad (11-7)$$

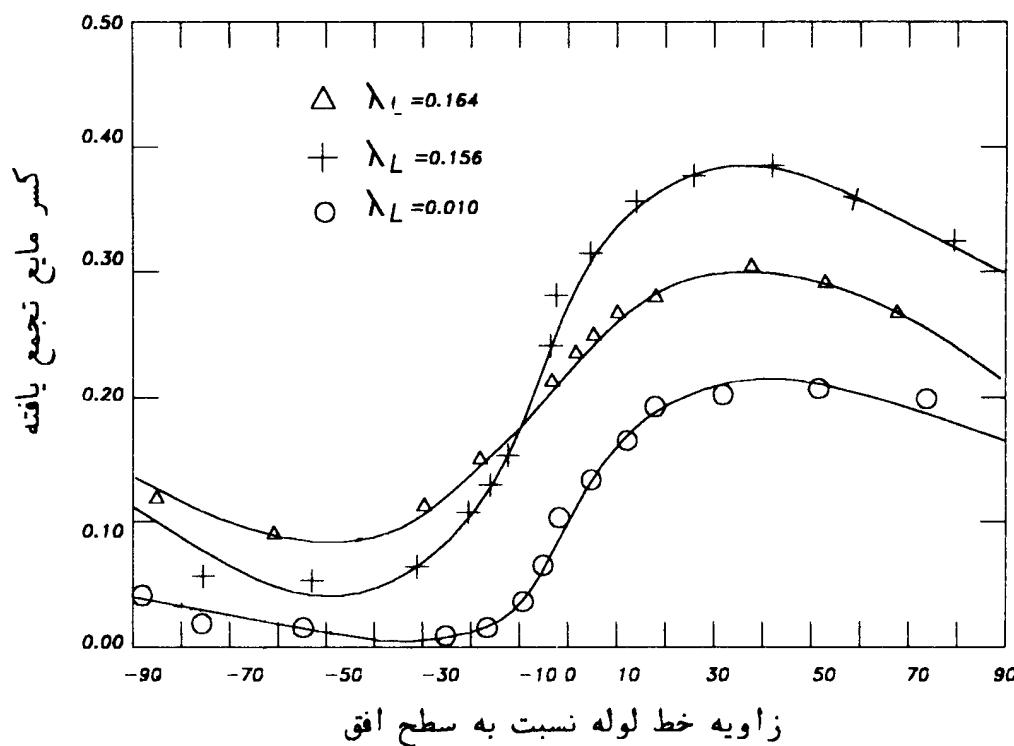
مقادیر d ، e ، f و g از جدول (۲-۷) برای رژیمهای جریان مختلف با محدودیت $0 \leq \alpha \leq 1$ محاسبه می‌شوند.

جدول ۲-۷: ضرایب مورد استفاده در رابطه (۱۱-۷)

ضرایب	d	e	f	g
رزیم جریان				
جریان جداشده رو به بالا	۰.۰۱۱	-۳/۷۶۸	۳/۵۳۹	-۱/۶۱۴
جریان متناوب رو به بالا	۲/۹۶	۰/۳۰۵	-۰/۴۴۷۳	۰/۰۹۷۸
جریان توزیع شده رو به بالا		$\alpha = \psi$	$H_l \neq f(0)$	
نمای رژیمهای جریان رو به پایین	۴/۷۰	-۰/۳۶۹۲	۰/۱۲۴۴	-۰/۵۰۶

همچنین نمودار تغییرات مقدار مایع تجمع یافته بر حسب شب خلط لوله، براساس روش "Beggs - Brill" (۱۹۷۳)، در شکل (۵-۷) نشان داده شده است. همانطوریکه از این شکل ملاحظه می‌شود با افزایش شب خلط لوله در جریانهای رو به بالا، مقدار مایع تجمع یافته افزایش یافته و پایداری حاصل از تشکیل امواج روی سطح مایع، باعث ایجاد رژیمهای جریان حلقوی و متناوب می‌شود.

همچنین در خطوط لوله با شب رو به پایین، به علت آغاز مقدار مایع تجمع یافته، رژیم جریان لایه‌ای وجود داشته بطوری که این رژیم جریان در زوایای تا 70° - 90° برای نرخهای متوسطی از جریان گاز و مایع وجود داشته و در زاویه 90° - 100° کاملاً ناپدید می‌شود. باید توجه داشت که در این روش، بیشترین و کمترین مقدار مایع تجمع یافته بترتیب در زوایای $+50^\circ$ و -50° از خط لوله جریان، حاصل خواهد شد.



شکل ۵-۷: نمودار تغییرات مقدار مایع تجمع یافته بدون لغزش بر حسب زاویه خط لوله نسبت به حالت افقی برای سه آزمایش مختلف ("Beggs - Brill" ۱۹۷۳ و "Beggs - Brill" ۱۹۷۴)

لازم به ذکر است که وقتی رژیم جریان در منطقه انتقالی (گذرا) قرار می‌گیرد، مقدار مایع تجمع یافته با استفاده از درونیابی معادلات رژیم جریان جدا شده و رژیم جریان متناوب، بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$(جریان متناوب) \quad H_l = AH_l + (جریان جدا شده) \quad (12-7)$$

در رابطه فوق، ضریب A بصورت زیر تعیین می‌شود:

$$A = \frac{L_r N_{Fr}}{L_r - L_s} \quad (13-7)$$

در رابطه فوق پارامترهای L_2 و L_3 ، متغیرهای مورد نیاز در تعیین نوع رژیم جریان دوفازی با استفاده از روش "Beggs-Brill" (۱۹۷۳) می‌باشد.

۲-۲-۲-۷ - افت فشار ناشی از اصطکاک

در این روش افت فشار ناشی از اصطکاک با استفاده از رابطه زیر، محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_f = \frac{f_{tp} \rho_n V_m^2}{\gamma g_c D} \quad (14-7)$$

بطوریکه ضریب اصطکاک f_{tp} با استفاده از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$f_{tp} = f_n \left(\frac{f_{tp}}{f_n} \right) \quad (15-7)$$

ضریب اصطکاک بدون لغزش f_n با استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴) و یا رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$f_n = \frac{1}{\left[2 \log \left(\frac{N_{Re}}{4/5222 \log N_{Re} - 2/8215} \right) \right]^2} \quad (16-7)$$

که در آن:

$$N_{Re} = \frac{\rho_n V_m D}{\mu_n}$$

همچنین نسبت $\frac{f_{tp}}{f_n}$ بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = EXP(\beta) \quad (17-7)$$

که در آن:

$$\beta = [\ln y] / [-0.0523 + 3/182 \ln y - 0.8725(\ln y)^2 + 0.01853(\ln y)^4] \quad (18-7)$$

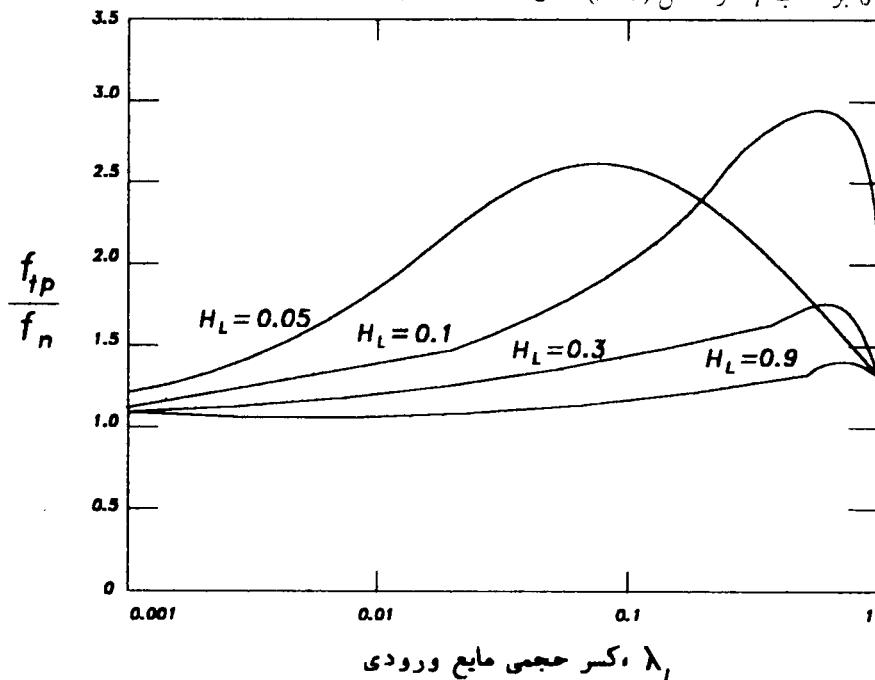
در رابطه فوق، مقدار لازم رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$y = \frac{\lambda_l}{[H_l(\theta)]^2} \quad (19-7)$$

لازم بذکر است اگر مقدار عین دو مقدار ۱ و ۱/۲ باشد ($y < 1/2$ و $y > 1/2$)، مقدار β از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$\beta = \ln(2/2y - 1/2) \quad (20-7)$$

نمودار تغییرات نسبت ضریب اصطکاک نرمال شده جریان دوفازی به ضریب اصطکاک بدون لغزش (f_{tp}/f_n) بر حسب λ_l در شکل (۶-۷) نشان داده شده است.



شکل ۷-۶: نمودار تغییرات ضریب اصطکاک نرمال شده جریان دوفازی بر حسب مقدار مایع تجمع یافته بدون لغزش ("Beggs - Brill", ۱۹۷۳)

۷-۲-۳-۲-۷- افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع

در این روش افت فشار حاصل از تغییر ارتفاع جریان، بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{ele} = \frac{g}{g_c} \rho_s \sin\theta \quad (21-7)$$

۷-۲-۴-۲-۷- افت فشار ناشی از شتاب سیال

اگر چه [جز] برای شرایط جریان رو به بالا، تغییرات فشار مربوط به شتاب، ناچیز است اما برای بدست آوردن این عبارت، با دقت زیاد، می‌توان از رابطه زیر استفاده نمود:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} = \frac{\rho_s V_m V_{sg}}{g_c P} \left(\frac{dP}{dL} \right) \quad (22-7)$$

اگر عبارت شتاب (E_{acc}) بصورت رابطه (۲۳-۷) تعریف شود، در این صورت افت فشار کلی جریان از رابطه (۲۴-۷) محاسبه خواهد شد:

$$E_{acc} = \frac{\rho_s V_m V_{sg}}{g_c P} \quad (23-7)$$

$$\frac{dP}{dL} = \frac{\left(\frac{dP}{dL} \right)_{ele} + \left(\frac{dP}{dL} \right)_f}{1 - E_{acc}} \quad (24-7)$$

لازم بذکر است مطالعات انجام شده توسط "Palmer" (۱۹۷۵) نشان داد که رابطه "Beggs - Brill" صدر سید بالمر (۱۹۷۳)، مقادیر مایع تجمع یافته را درون خط لوله جریان رو به بالا بصورت غیر محسوسی برابر جریان رو به پشت از حد، پیش‌بینی کرده و برای خط لوله جریان رو به پایین بصورت با اهمیتی بیش از حد، با این ترتیب پیش‌بینی می‌نماید. بنابراین برای داشتن درصد خطایی برابر صفر، مقادیر مایع تجمع یافته که بر از پیش‌بینی شده در جریان رو به بالا و جریان رو به پایین توسط روش "Beggs - Brill" (۱۹۷۳) و سیستم شیدار ترتیب باید در اعداد $0/924$ و $0/685$ ضرب شوند. اثرات عمدۀ استفاده از این ضرایب تصحیح کننده در خطوط لوله مناطق شیدار، باعث کاهش افت فشار بصورت خفیف در قسمتهای رو به بالای جریان و کاهش بازیابی فشار بصورت با اهمیتی در شیوهای رو به پایین

خط لوله جریان، می باشد. همچنین هنگامی که از این ضرایب استفاده نشود، افت فشار کلی پیش بینی شده جریان، بیشتر خواهد شد.

همچنین Payne (۱۹۷۵) اظهار داشته است که ضرایب اصطکاک پیش بینی شده توسط "Beggs - Brill" (۱۹۷۳)، مقدار افت فشار ناشی از اصطکاک را کمتر از حد پیش بینی کرده و استفاده از خطوط لوله زیر، نتایج بهتر و دقیق تری را در محاسبات افت فشار ناشی از اصطکاک نسبت به ضریب اصطکاک نرمال شده لوله صاف، بدست خواهد داد. بنابراین در روش "Beggs - Brill" (۱۹۷۳) باید از نمودار استاندار Moody (۱۹۴۴) و یا مطابق رابطه Colebrook (۱۹۸۳) برای خطوط لوله با زبری مناسب جهت تعیین ضریب اصطکاک جریان دوفازی بصورت زیر، استفاده نمود:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1/74 - 2 \log \left(\frac{2\epsilon}{D} + \frac{18/V}{N_{Re} \sqrt{f}} \right) \quad (25-7)$$

"Guzhov - Mamagev - Odishariga" روش ۳-۲-۷

در روش Guzhov و همکارانش (۱۹۶۷)، تنها دو رژیم جریان لایه ای و جریان لخته ای مورد بررسی قرار می گیرند. در این روش برخلاف روش Flanigan (۱۹۵۸)، از بازیابی فشار در قسمتهای رو به پایین خط لوله انتقال جریان، صرفنظر انمی شوند در این روش برای تعیین مقادیر مایع تجمع یافته و در نتیجه افت فشار، ابتدا با توجه به زاویه شبیه خط لوله، نوع رژیم جریان دوفازی موجود تعیین شده و سپس مقدار مایع تجمع یافته و افت فشار جریان برای هر نوع رژیم جریان، تعیین می شوند.

تعیین رژیم جریان

در این روش، مربنی رژیم های جریان به عنوان تابعی از دو عدد بدون بعد L_p و N_{Fr} (ارائه شده توسط رابطه زیر) تعریف شده است:

$$L_p = \dots / 2 + \left(\frac{\tau \sin \theta}{f_l} \times \frac{\exp(-2/5 \lambda g)}{\lambda l} \right) \quad (26-7)$$

بطوریکه در رابطه فوق، پارامتر θ قدر مطلق زاویه خط لوله نسبت به حالت افقی می باشد.

همچنین ضریب اصطکاک مایع، f_l ، از نمودار Moody (۱۹۴۴) به عنوان تابعی از عدد رینولدز ارائه شده در زیر محاسبه می‌شود.

$$N_{Re} = \frac{\rho_l V_m D}{\mu_l}$$

۷-۲-۱-۳-۱- رژیم جریان لایه‌ای \rightarrow افت فشار ناشی از تغییر ارتفاع و اصطکاک اولیه.

محدودیت برقراری رژیم جریان لایه‌ای در این روش، برقراری شرط $N_{Fr} < L_p$ خواهد بود.

۷-۲-۱-۱-۳- روابط بالا \leftarrow مستقل از زاویه شبکه لوله
 ۷-۲-۱-۱-۱- محاسبه مقدار مایع تجمع یافته $\left\{ \begin{array}{l} \text{روبه بالا} \\ \text{روبه زیر} \end{array} \right. \rightarrow \begin{array}{l} \text{مستقل از زاویه شبکه لوله} \\ \text{استفاده از رابطه زیر محاسبه می‌شود} \end{array}$
 در این روش، مقدار مایع تجمع یافته در قسمت‌های رو به بالای خط لوله، مستقل از زاویه شبکه لوله بوده و با استفاده از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$H_l^+ = 1 - \frac{0}{81\lambda_g} \left[1 - EXP \left(-2/2\sqrt{N_{Fr}} \right) \right] \quad (27-7)$$

همچنین مقدار مایع تجمع یافته در قسمت‌های رو به پایین خط لوله با استفاده از روابط زیر محاسبه می‌شود:

$$H_l^- = X^{1/4} \quad \text{اگر } 0 \leq X \leq 0/18 \quad (28-7)$$

$$H_l^- = 1 - \frac{0}{615} (1-X)^{1/4} \quad \text{اگر } 0/18 < X \leq 1 \quad (29-7)$$

که در آن روابط، پارامتر X بصورت زیر تعریف می‌شود:

$$X = \frac{f_l \times \lambda_l^4 \times N_{Fr}}{2 \sin \theta} \quad (30-7)$$

۷-۲-۱-۳-۲- افت فشار ناشی از تغییر ارتفاع

در این نوع رژیم جریان، افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع با استفاده از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\Delta P_{ele} = \frac{g}{g_c} \left[(\rho_s^+) \Sigma \Delta Z^+ - (\rho_s^-) \Sigma \Delta Z^- \right] \quad (31-V)$$

در رابطه فوق، مقادیر ΔZ^+ و ΔZ^- بر ترتیب مجموع ارتفاعات عمودی قسمتهای رو به بالا و رو به پایین خط لوله شبیه انتقال جریان می باشند.
همچنین مقادیر ρ_s^+ و ρ_s^- بصورت زیر تعیین می شوند:

$$\rho_s^- = \rho_l H_l^- + \rho_g(1-H_l^-) \quad (32-V)$$

$$\rho_s^+ = \rho_l H_l^+ + \rho_g(1-H_l^+) \quad (33-V)$$

۱-۳-۲-۷-افت فشار ناشی از اصطکاک

در این نوع رژیم جریان، افت فشار ناشی از اصطکاک، با استفاده از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$\Delta P_f = \frac{f_{tp} \rho_n L V_m^2 k}{2 g_c D} \quad (34-V)$$

$$k = \left(\frac{\lambda_l}{H_g} \right) \left[H_g + \left(\frac{\lambda_g \rho_g}{\rho_n} \right) (\lambda_g \cdot H_g) \right] \quad (35-V)$$

در رابطه (۳۴-V)، ضریب اصطکاک جریان دوفازی با استفاده از رابطه زیر تعیین می شود:
 $f_{tp} = f_k \times F_R$ (۳۶-V)
 همچنین ضریب f_k با استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴)، به عنوان تابعی از زبری نسبی خط لوله و عدد رینولدز مطرح شده در زیر، محاسبه می شود:

$$N_{Re,k} = \frac{\rho_k V_m D}{\mu_n} \quad (37-V)$$

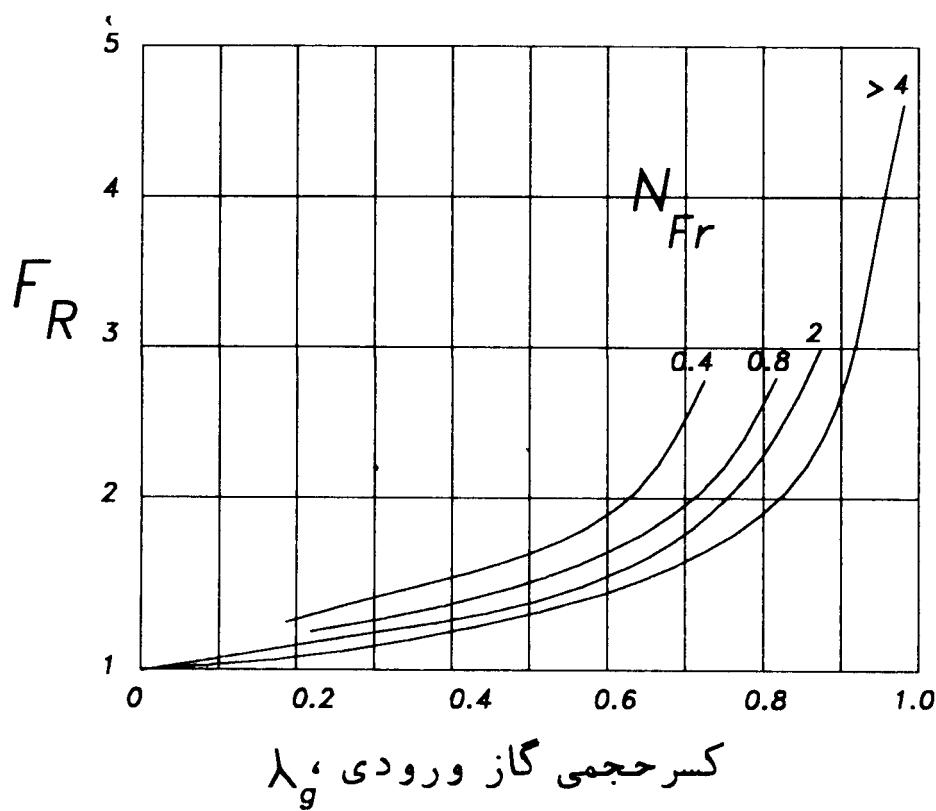
در رابطه (۳۷-V)، پارامتر ρ_k بصورت زیر تعریف می شود:

$$\rho_k = \frac{\rho_l \lambda_l^r}{H_l^+} + \frac{\rho_g \lambda_g^r}{H_g^+} \quad (38-V)$$

ضریب F_R نیز بعنوان تابعی از مقادیر N_{Fr} و λ_g با استفاده از شکل (۷-۷) مشخص می‌شود.

۷-۲-۱-۳-۴-۵- افت فشار ناشی از شتاب

عبارت شتاب پیشنهاد شده توسط *Gozhov* (۱۹۶۷) بشدت پیچیده بوده و نیازمند بررسی سری‌های نامحدود می‌باشد. مقدار این عبارت معمولاً تاچیز شمرده می‌شود.



شکل ۷-۷: نمودار تغییرات ضریب F_R بر حسب مقادیر N_{Fr} و λ_g در روش *Guzhov* و همکاران (۱۹۶۷)

۷-۲-۳-۲-۷- رژیم جریان لخته‌ای

در این روش، محدودیت برقراری رژیم جریان لخته‌ای، برقراری شرط $N_{Fr} \geq L_p$ خواهد بود.

۱-۲-۳-۲-۷ - محاسبه مقدار مایع تجمع یافته $\left\{ \begin{array}{l} \text{رو بala} \rightarrow \text{مستقل از زاویه} \\ \text{رو ب} \rightarrow \text{مستقل از زاویه} \end{array} \right.$
 در رژیم جریان لخته‌ای، مقدار مایع تجمع یافته در هر شیب از خط لوله، مستقل از مقدار زاویه بوده و با استفاده از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$H_l = 1 - 0.81 \lambda_g \left[1 - \exp \left(-2/2\sqrt{N_{Fr}} \right) \right] \quad (39-7)$$

این رابطه بصورت ترسیم در شکل (۸-۷) نشان داده شده است.

۷-۲-۳-۲-۷ - افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع

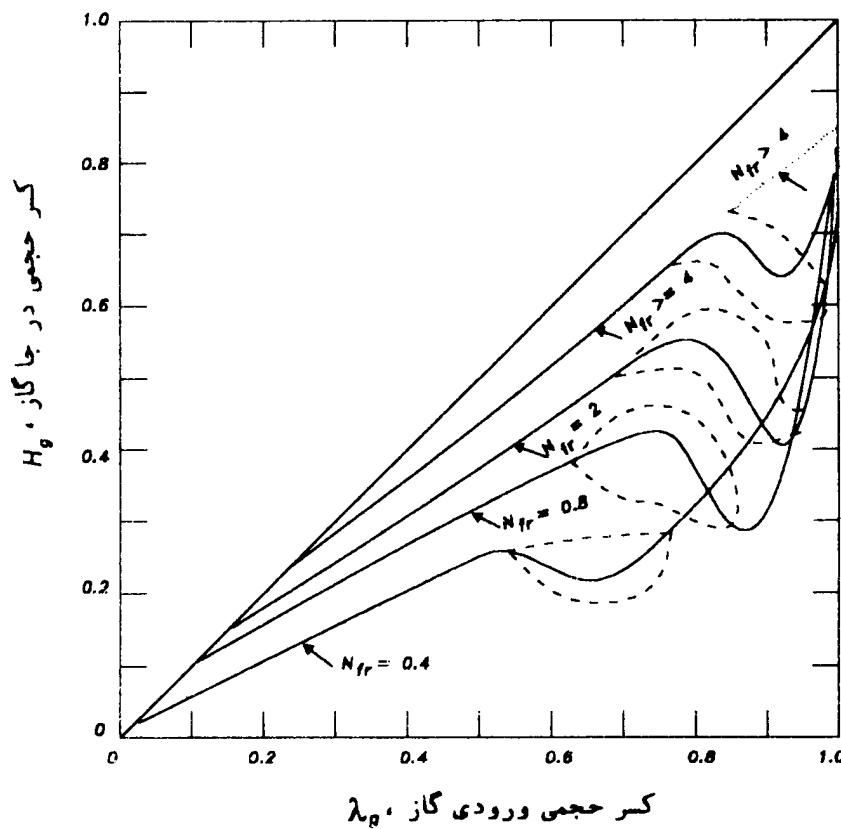
از آنجاکه در جریان لخته‌ای، مقدار مایع تجمع یافته در خط لوله انتقال جریان مستقل از زاویه شیب خط لوله می‌باشد، بنابراین، تنها تغییر در مقدار مایع تجمع یافته، از قسمت‌های رو به بالا به قسمت‌های رو به پایین، به علت افزایش سرعت فاز گاز ناشی از افت فشار در طول خط لوله جریان خواهد بود. این روش تقریباً امکان یک بازیابی فشار در قسمت‌های رو به پایین خط لوله را نتیجه خواهد داد. بعبارت دیگر افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع در این رژیم جریان، ناجیز فرض می‌شود.

۷-۲-۳-۲-۷ - افت فشار ناشی از اصطکاک

برای جریان لخته‌ای، افت فشار ناشی از اصطکاک مطابق رابطه زیر محاسبه خواهد شد:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_f = \frac{f_{lp} (V_{sl}^2 \rho_l H_l + V_{sg}^2 \rho_g H_g)}{2g_c D} \quad (40-7)$$

لازم به ذکر است که مقدار افت فشار ناشی از شتاب سیال در اینحالت، همانند حالت رژیم جریان لایه‌ای، ناجیز فرض می‌شود.



شکل ۷-۸: نمودار تغییرات مقدار مایع تجمع یافته در رژیم جریان لخته‌ای بر حسب $N_{Fr}\lambda_g$ در روش Guzhov و همکاران (۱۹۶۷)

"Mukherjee-Brill" روش ۴-۲-۷

در این روش اصلاحاتی توسط "Mukherjee-Brill" (۱۹۸۵) به جهت بهبود نتایج با روش "Beggs - Brill" (۱۹۷۳) انجام گرفته است که بصورت زیر بیان می‌شوند:

- الف) استفاده از ضریب اصطکاک نرمایزه برای لوله‌های زبر
- ب) تصحیح ضرایب پیش‌بینی کننده مقدار مایع تجمع یافته در جریان‌های رو به بالا و رو به پایین خط لوله انتقال جریان دوفازی براساس روش "Beggs-Brill" (۱۹۷۳).

۱-۴-۲-۷ - محاسبه مقدار مایع تجمع یافته

در این روش، معادله عمومی لازم جهت محاسبه مقدار مایع تجمع یافته بصورت زیر، ارائه می‌شود:

$$H_l = EXP \left\{ (C_1 + C_2 \sin \theta + C_3 \sin^2 \theta + C_4 N_{IV}) \left(\frac{N_{gV}^{C_5}}{N_{IV}^{C_6}} \right) \right\} \quad (41-7)$$

لازم بذکر است در رابطه فوق، پارامترهای N_{IV} و N_{gV} ، جهت تعیین انواع رژیمهای جریان دوفازی توسط "Mukherjee-Brill" (۱۹۸۵) مورد استفاده قرار می‌گیرند. همچنین ضرایب C_1 الی C_6 برای هر شرایط جریان، در جدول (۳-۷) مشخص شده‌اند.

جدول ۳-۷: ضرایب C_1 الی C_6 در معادله (۴۱-۷)

جهت جریان	الگری جریان	ضرایب					
		C_1	C_2	C_3	C_4	C_5	C_6
جریان افقی و رو به بالا	نمایی جریانها	-۰/۳۸۰۱۱	۰/۱۲۹۸۷	-۰/۱۱۹۷۸	۲/۳۴۲۲۲	۰/۴۷۵۸۶	۰/۲۸۸۶۵
جریان لایه‌ای رو به پایین	جریان لایه‌ای سری جریانها	۱/۳۳۰۲۸	۴/۸۰۸۱۳	۴/۱۷۱۵۸	۵۶/۲۶۲۲۶	۰/۰۷۹۹۵	۰/۰۵۰۴۸۸
		-۰/۵۱۶۶۴	۰/۷۸۹۸۰	۰/۵۵۱۶۲	۱۵/۵۱۱۱۲	۰/۷۷۱۷۷	۰/۳۹۳۱۱

۲-۴-۲-۷ - محاسبه افت فشار

افت فشار کلی جریان در این روش با استفاده از رابطه زیر قابل محاسبه است:

$$\frac{dP}{dL} = \left(\frac{dP}{dL} \right)_f + \left(\frac{dP}{dL} \right)_{ele} + \left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} \quad (42-7)$$

بطوریکه افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع، با توجه به نوع رژیم جریان داخل خط لوله، بصورت زیر محاسبه می‌شود:

در رژیم جریان لایه‌ای:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{ele} = \rho_g (g/g_c) \sin\theta \quad (43-7)$$

برای سایر رژیمهای جریان:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{ele} = (g/g_c) (\rho_l H_l + \rho_g H_g) \sin\theta \quad (44-7)$$

همچنین افت فشار ناشی از شتاب سیال، با توجه به نوع رژیم جریان موجود داخل خط لوله، بصورت زیر محاسبه می‌شود:

در رژیم جریان لایه‌ای:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{acc} \approx 0 \quad (45-7)$$

برای سایر رژیمهای جریان:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{acc} = \frac{\rho_s V_m V_{sg}}{g_c P} \left(\frac{dP}{dL}\right) \quad (46-7)$$

لازم نذکر است در این روش، مقدار افت فشار ناشی از اصطکاک نیز با توجه به انواع رژیمهای جریان دوفازی موجود درون خطوط لوله شیدار، بصورت زیر مشخص می‌شود.

۷-۲-۴-۱- افت فشار ناشی از اصطکاک در جریانهای حبابی و لخته‌ای

در این نوع رژیمهای جریان، افت فشار حاصل از اصطکاک، با استفاده از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{f_n \rho_s V_m^2}{2 g_c D} \quad (47-7)$$

در رابطه فوق، ضریب اصطکاک بدون لغزش f_n یا استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴) تعیین می‌شود.

۷-۲-۴-۲-۲-۴-۲-۷ - افت فشار ناشی از اصطکاک در جریان لایه‌ای

در این نوع رژیم جریان، با استفاده از مدلسازی ارائه شده توسط "Taitel-Dukler" (۱۹۷۶) در مورد رژیم جریان لایه‌ای، افت فشار جریان درون خط لوله محاسبه می‌شود.

۷-۲-۴-۳-۲-۴-۲-۷ - افت فشار ناشی از اصطکاک در جریان حلقوی

برای محاسبه افت فشار ناشی از اصطکاک در جریان حلقوی از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{(f_n \cdot F_R) V_m^2}{2g_c D} \quad (48-1)$$

برای تعیین ضریب F_R در رابطه فوق، ابتدا با استفاده از رابطه (۴۱-۷)، مقدار مایعات تجمع یافته محاسبه شده و سپس با تعیین نسبت $\frac{\lambda_l}{H_l} = H_R$ و استفاده از درونیابی مقادیر مندرج در جدول (۴-۷)، ضریب F_R تعیین می‌شود. برای تعیین ضریب اصطکاک بدون لغزش نیز از نمودار Moody (۱۹۴۹) استفاده می‌شود.

جدول ۷-۴: مقادیر F_R بر حسب تغیرات H_R در روش "Mukherjee-Brill" (۱۹۸۵)

F_R	۱	۰/۹۸	۱/۲	۱/۲۵	۱/۳	۱/۲۵
H_R	۰/۰۱	۰/۳	۰/۴	۰/۵	۰/۷	

۷-۳-۷ - مقایسه روابط تجربی پیش‌بینی کننده مقادیر افت فشار و مایع تجمع یافته

روش Flanigan (۱۹۵۸) برای پیش‌بینی مقدار افت فشار خطوط لوله انتقال جریان دوفازی گاز می‌عanthی در نواحی سراشیبی، با دقت قابل قبولی مورد بررسی قرار می‌گیرد. با توجه به این که این روش هیچگونه وابستگی به نوع رژیم جریان و شبیه خط لوله ندارد، بنابراین استفاده از این روش برای لوله‌هایی با شبیهای تندر، مخصوصاً برای سیستمهایی بغیر از سیستم انتقال گاز می‌عanthی، عموماً توصیه نمی‌شود.

اگر روش "Beggs - Brill" (۱۹۷۳) با دقت بیشتری مورد مطالعه قرار گیرد، می‌توان به این نکته پی‌برد که مقدار مایع ورودی به خط لوله (r_1) و عدد فرود (N_f) برای تعیین نوع رژیم جریان و مقدار مایع تجمع یافته کافی بوده و این مقادیر، خود نیز مستقل از خصوصیات فیزیکی سیال می‌باشند. اما ضریب تصحیحی که برای تصحیح مقدار مایع تجمع یافته حالت جریان افقی به جریان شبکه مورد استفاده قرار می‌گیرد، بستگی به جرم ویژه گاز و مایع و کشش سطحی بین دو فاز دارد. بنابراین می‌توان چنین نتیجه گیری کرد که روش فوق الذکر با در نظر گرفتن اثرات خصوصیات فیزیکی جریان، مقدار مایع تجمع یافته را در حالت افقی برای یک سیستم انتقال گاز با فشار زیاد، بیش از مقدار واقعی محاسبه می‌نماید. همچنین باید توجه داشت که رابطه (Beggs - Brill) (۱۹۷۳) براساس نتایج حاصله از آزمایش‌های انجام گرفته در داخل لوله پلاستیکی استوار بوده و بنابراین زبری لوله می‌تواند به عنوان عاملی در بررسی افت فشار ناشی از اصطکاک بیان شود.

در سال ۱۹۷۳ Vohra و همکارانش با انجام یک سری تحقیقات در رابطه Guzhov و همکاران (۱۹۶۷) و "Beggs - Brill" (۱۹۷۳) نشان دادند که این روابط تنها برای محدوده $H_1 > 0/35$ کاملاً دقیق بوده و نتایج قابل قبولی را ارائه می‌دهند. همچنین برای خطوط جریانهای دو فازی انتقال گاز معیانی، که در آنها مقدار مایع تجمع یافته درون خط لوله کمتر از ده درصد می‌باشد، (Beggs - Brill) (۱۹۶۷) و Guzhov (۱۹۷۳)، مقدار مایع تجمع یافته را بیشتر از مقدار واقعی پیش‌بینی می‌نماید.

همچنین بررسی‌های انجام شده توسط Yazdankia (۱۹۹۷) نشان داد که رابطه Mukerjee-Brill (۱۹۸۵)، مقادیر افت فشار و مایع تجمع یافته را برای سیستمهای انتقال گاز معیانی، با میانگین خطای حسابی کوچکتر و انحراف معیار کمتری، در مقایسه با سایر روابط تجربی، پیش‌بینی می‌نماید.

فصل هشتم

جريانهای دو فازی پایدار در خطوط لوله قائم

۱-۸- مقدمه

بکارگیری مفاهیم جریان دو فازی قائم در صنعت نفت، معمولاً به تجزیه و تحلیل جریان درون چاههای نفت و گاز محدود می‌شود. لازم به ذکر است که روابط تجربی موجود برای جريانهای دو فازی قائم نسبت به روابط جريانهای دو فازی افقی، از دقت زیادی برخوردار نمی‌باشند با این وجود، روابط تجربی مربوط به جريانهای دو فازی قائم مرتبأ برای ارزیابی افت فشار جریان درون چاهها، مورد استفاده قرار می‌گیرند.

۲-۸- روابط تجربی محاسبه مقادیر مایعات تجمع یافته و افت فشار

روابط تجربی متعددی جهت محاسبه مقادیر افت فشار و مایع تجمع یافته در خطوط لوله قائم انتقال جريانهای دو فازی، پیشنهاد شده‌اند. شایان ذکر است که در جريانهای مذکور، افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع، عبارت غالب بوده و حدود ۹۵-۸۰٪ از افت فشار کلی جریان را تشکیل می‌دهد. معمولاً در این نوع جریانها از افت فشار ناشی از شتاب سیال صرفنظر می‌شود مگر در مواردی که نرخ حجمی جریان سیال، زیام باشد.

۱-۲-۸ روابط تجربی جریانهای دوفازی بدون در نظر گرفتن لغزش بین فازها و رژیم

جریان سیال

روابط ارائه شده در این دسته، کاملاً مشابه یکدیگر بوده بطوری که تنها تفاوت آنها، نحوه محاسبه ضریب اصطکاک جریان دوفازی می‌باشد.

 f

"Poettmann-Carpenter" ۱-۱-۲-۸ روش

در سال ۱۹۵۱، "Poettmann-Carpenter" یک رابطه تجربی که با استفاده از داده‌های میدانی حاصل از ۴۹ جاه تولید کننده مخلوط نفت، گاز و آب توسعه یافته بود، پیشنهاد کردند. در این روابط از افت فشار ناشی از شتاب سیال صرفنظر می‌شود. لذا معادله اصلی برای محاسبه افت فشار را می‌توان بصورت زیر بیان نمود:

$$\frac{dP}{dz} = \left(\frac{g}{g_c} \right) \rho_n + \frac{f \rho_n V_m^2}{2 g_c D} \quad (1-8)$$

آنها همچنین معادله فوق را براساس شدت جریان جرمی جریان دوفازی بصورت زیر بیان نمودند:

$$\frac{dP}{dz} = \frac{1}{144} \left[\frac{g}{g_c} \rho_n + \frac{f \dot{m}_m}{2/9652 \times 10^{11} \rho_n D^5} \right] \quad (2-8)$$

روابط تجربی ارائه شده برای محاسبه ضریب اصطکاک در شکل (۱-۸) مشخص شده است. البته با این استدلال که بیشتر لوله‌ها در شرایط خیلی متلاطم عمل نموده و تاثیر گرانزوی جریان ناچیز می‌باشد، محاسبه ضریب اصطکاک، (f)، با عدد رینولدز اصلاح شده در زیر، مرتبط شده است:

$$N_{Re}' = \rho_n V_m D \quad (1-2-8)$$

همچنین عدد رینولدز اصلاح شده فوق را می‌توان بصورت زیر بیان نمود:

$$N_{Re}' = 1/4737 \times 10^{-5} \frac{\dot{m}_m}{D} \quad (2-2-1)$$

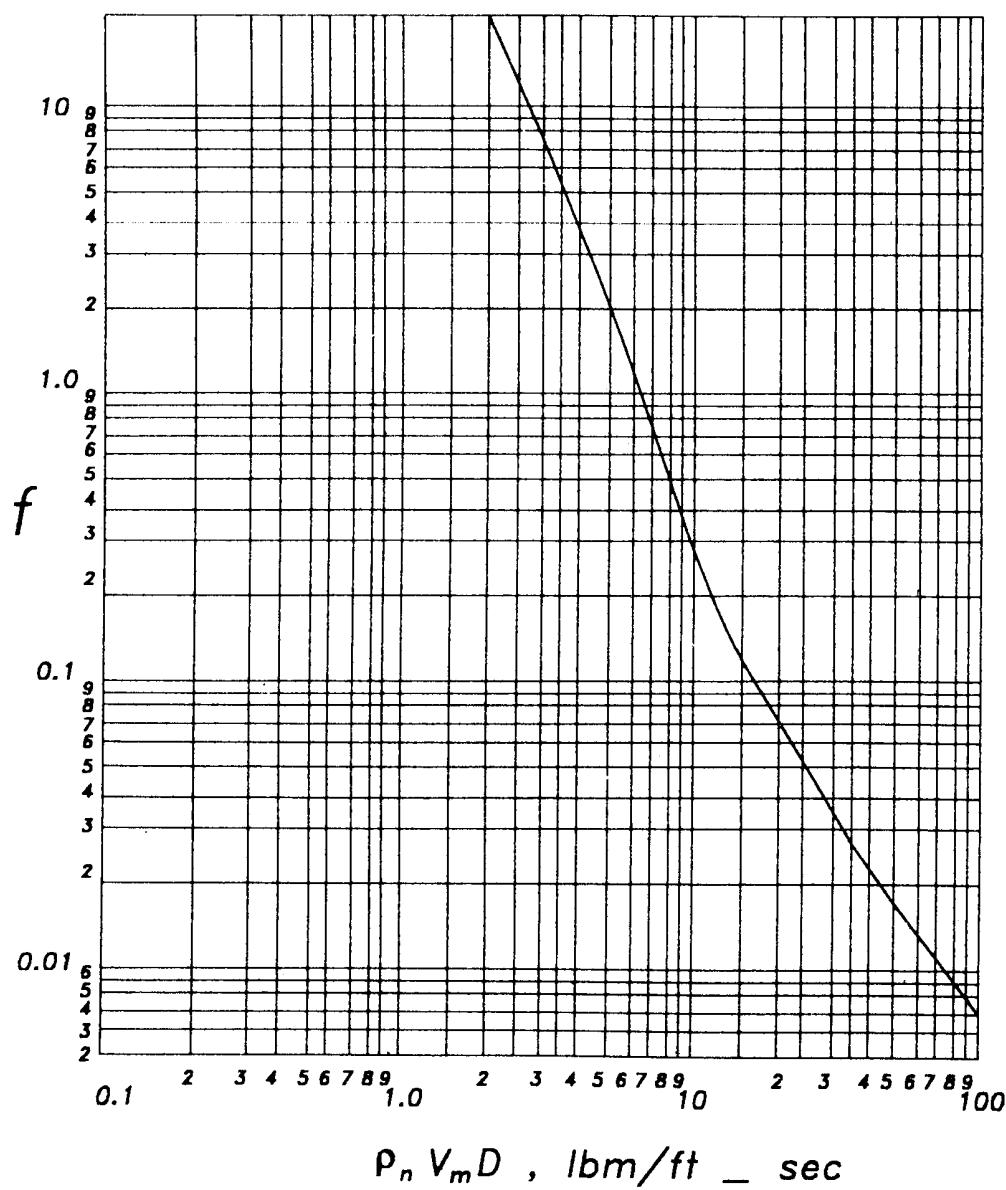
لازم بذکر است که نتایج روش "Poettmann-Carpenter" (۱۹۵۲)، با در نظر گرفتن محدوده داده‌های توسعه دهنده آن رابطه، حدوداً ۲۰٪ صحت داشته و این روش نمی‌تواند برای خطوط لوله انتقال جریان دو فازی با نسبت گاز به مایع (GOR) خیلی بالا (نظیر خطوط لوله انتقال گاز معیانی) نفتهاي خام با گرانزوئی بالا و همچنین چاههای نفتی با نرخ جریان حجمی زیاد، مورد استفاده قرار گیرد.

"Baxendell - Thomas" روش ۲-۱-۲-۸

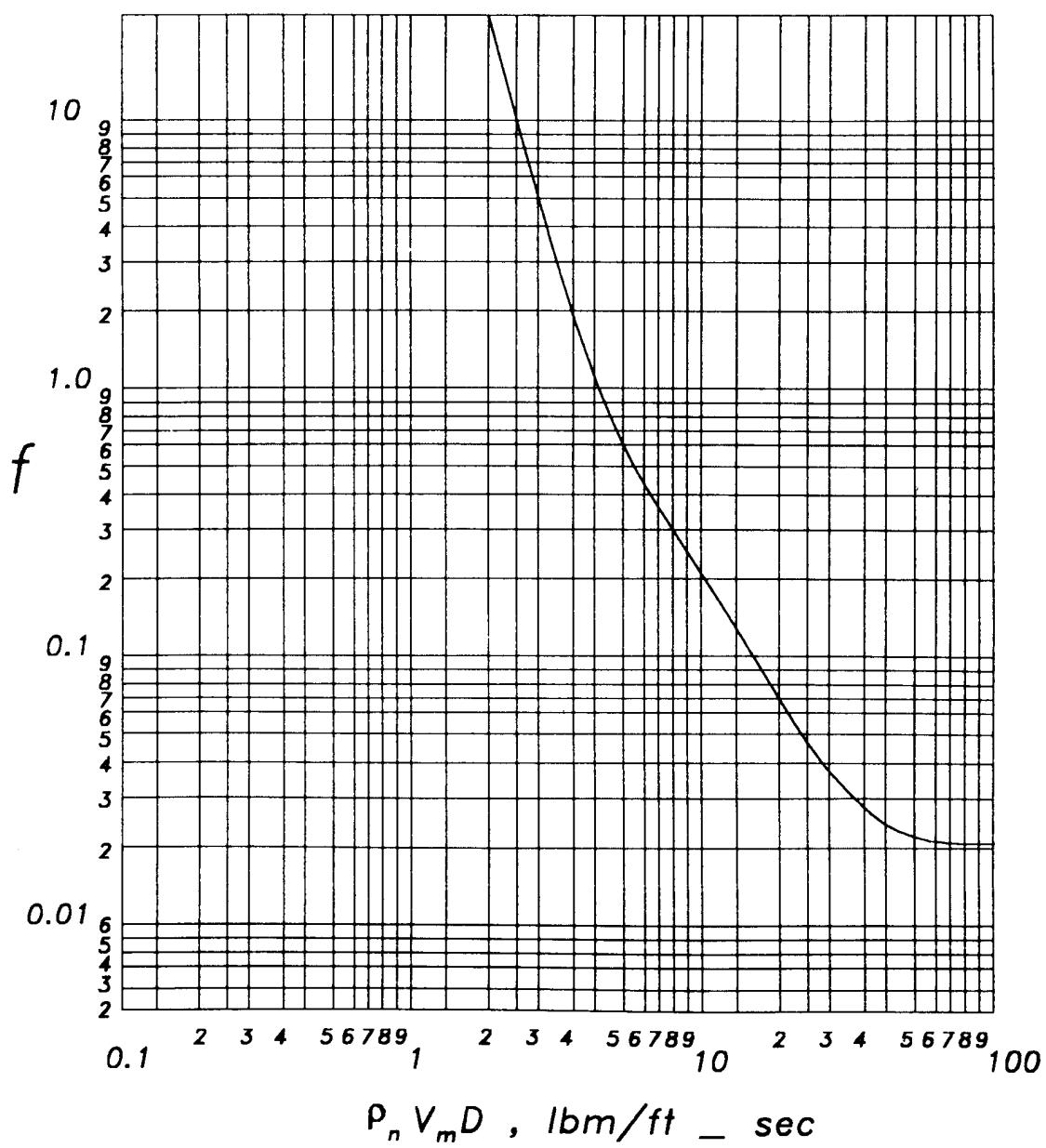
در سال ۱۹۶۱، "Baxendell - Thomas" یک رابطه تجربی جهت تصحیح ضریب اصطکاک جریان دو فازی، به ازای سرعتهای بالای جریان، ارائه نمودند بطوریکه این رابطه تجربی در شکل (۲-۸) نشان داده شده است.

"Fancher-Brown" روش ۳-۱-۲-۸

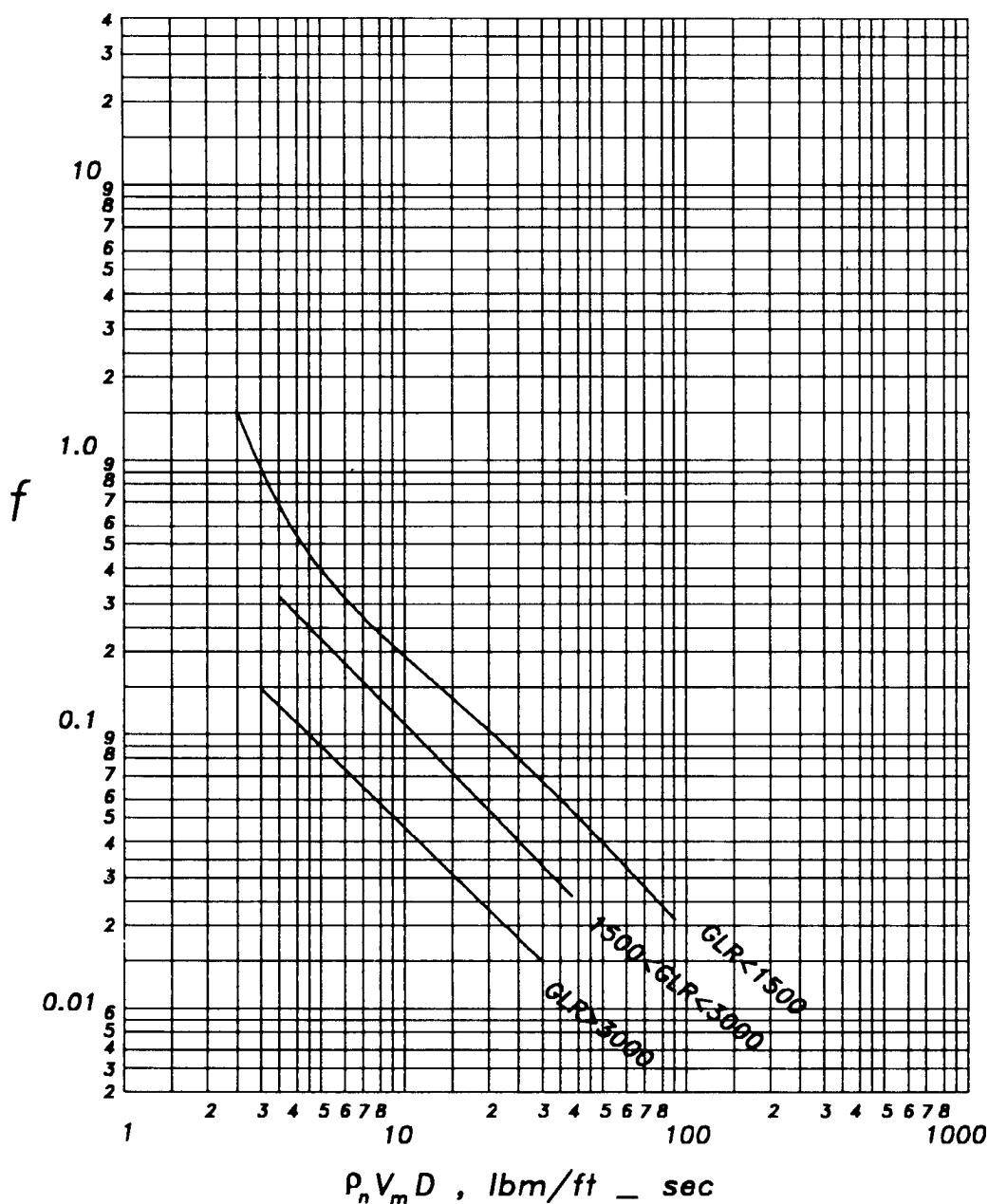
در سال ۱۹۶۳، "Fancher-Brown" روابط تجربی مختلفی را جهت محاسبه ضریب اصطکاک جریان دو فازی بر حسب میزان تغییرات نسبت گاز به نفت، پیشنهاد نموده‌اند بطوریکه این روابط تجربی در شکل (۳-۸) نشان داده شده‌اند.



شکل ۸-۱: تعیین ضریب اصطکاک جریان دوفازی در روش (Poettmann-Carpenter) (۱۹۵۲)



شکل ۲-۸: تعیین ضریب اصطکاک جریان دوفازی در روش (۱۹۶۱) "Baxendell - Thomas"



شکل ۸-۳: تعیین ضریب اصطکاک جریان دوفازی در روش (۱۹۶۳) "Fancher-Brown"

۸-۲-۲-۲- روابط تجربی جریانهای دو فازی با در نظر گرفتن لغزش بین فازها و بدون در نظر گرفتن رژیم حریان سیال

در این دسته، تنها یک روش تجربی ارائه شده است که در ذیل معرفی می‌گردد.

Hagedorn - Brown - ۱-۲-۲-۸

رابطه تجربی ارائه شده توسط "Hagedorn - Brown" (۱۹۶۵)، از اطلاعات عملی مربوط به یک چاه آزمایشی به عمق ۱۵۰۰ فوت حاصل شده است.

۸-۲-۱-۱- افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع

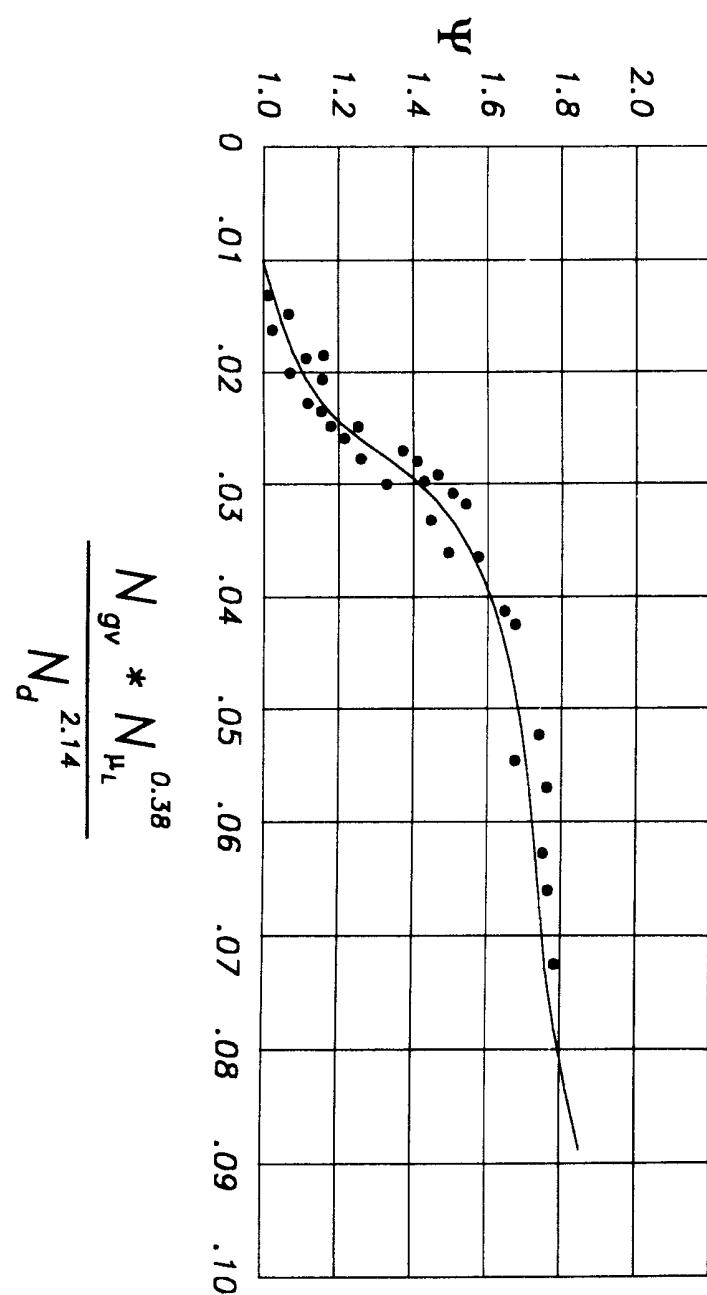
در این روش، مقدار افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{ele} = \frac{g}{g_c} \left[\rho_l H_l + \rho_g (1 - H_l) \right] \quad (3-8)$$

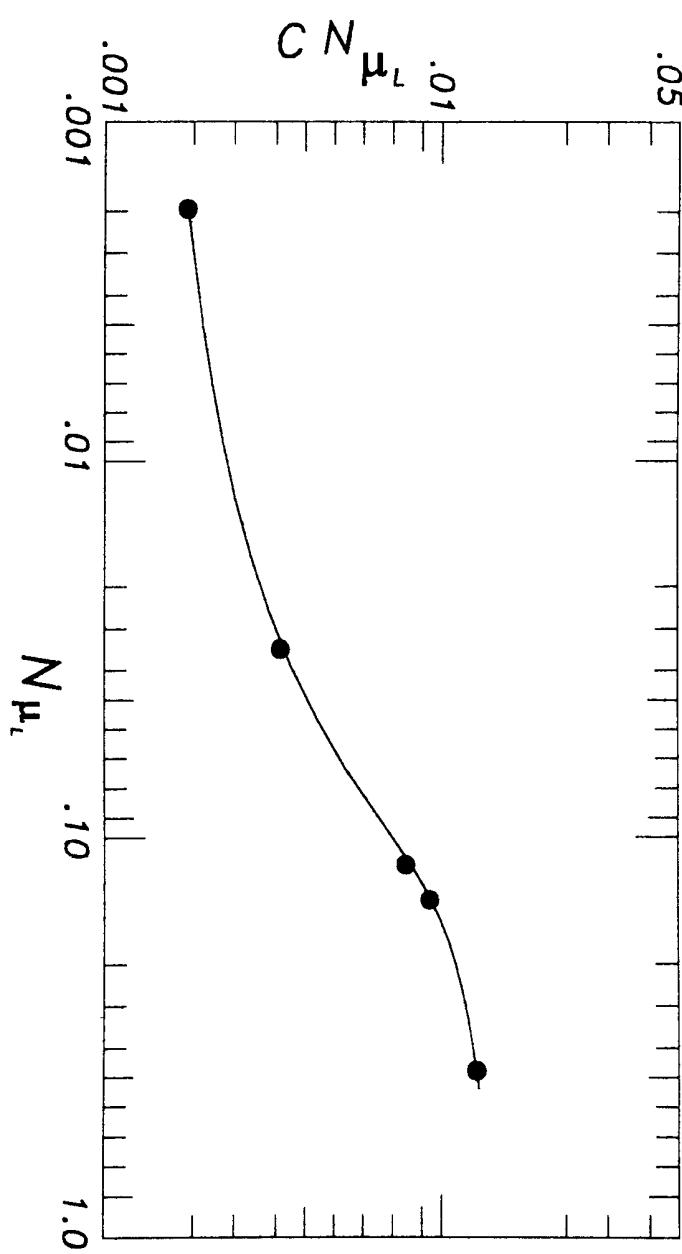
بطوریکه مقدار مایع تجمع یافته در این روش با استفاده از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$H_l = \left(\frac{H_l}{\psi} \right) \psi \quad (4-8)$$

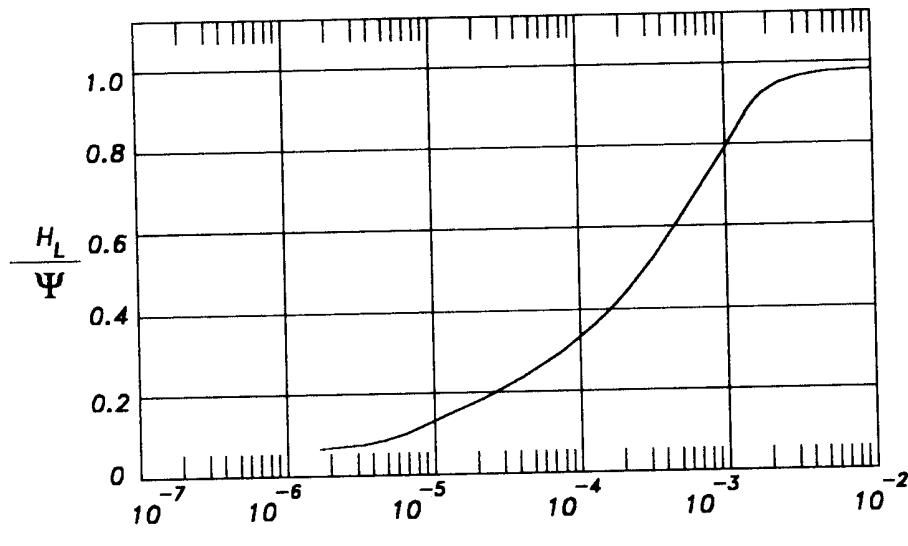
در رابطه فوق، ضریب تصحیح ψ با استفاده از شکل (۴-۸) تعیین می‌شود. همچنین ضریب تصحیح CN_{μ_l} با استفاده از شکل (۵-۸) تعیین شده و سرانجام با تعیین مقدار H_l/ψ ، با استفاده از شکل (۶-۸)، مقدار مایعات تجمع یافته با استفاده از رابطه (۴-۸) قابل محاسبه است. باید توجه داشت که ضرایب ψ و CN_{μ_l} به عنوان ضرایب اصلاحیه گرانزوی مایع، مورد استفاده قرار می‌گیرند.



شکل ۴-۸: تعیین ضریب تصحیح ψ در روش "Hagedorn - Brown" (۱۹۶۵)



شکل ۸-۵: تعیین ضریب تصحیح گرانزوی، CN_{μ_L} ، در روش "Hagedorn - Brown" (۱۹۶۵)



شکل ۸-۶: تعیین عامل تصحیح ψ در روش "Hagedorn - Brown" (۱۹۶۵)

در این روش، تغییرات فشار حاصل از اصطکاک جریان با استفاده از رابطه زیر، محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \frac{f \rho_f V_m}{\gamma g_c D} \quad (\text{Q-8})$$

که در آن:

$$\rho_f = \frac{\rho_n}{\rho_s} \quad (8-1)$$

در سال ۱۹۶۵، "Hagedorn - Brown" رابطه فوق را براساس شدت جریان جرمی جریان دو فازی بصورت زیر ارائه نمودند:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \frac{\dot{m}_m}{\rho_s D^5} \quad (\text{V-1})$$

برای محاسبه ضریب اصطکاک در روابط فوق، از نمودار Moody (۱۹۴۴) و عدد رینولدز مطرح شده بصورت زیر، استفاده می‌شود:

$$N_{Re} = \frac{\rho_n V_m D}{\mu_s} = \frac{4 \dot{m}_m}{\pi D \mu_s} \quad (1-7-8)$$

که در آن:

$$\mu_s = \mu_l^{H_1} \cdot \mu_g^{H_2} \quad (2-7-8)$$

۱-۲-۳-۱-۲-۲-۸- افت فشار ناشی از شتاب

در این روش برای محاسبه تغییرات فشار ناشی از شتاب سیال، از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{acc} = \frac{\rho_s \Delta (V_m^2)}{2 g_c dz} \quad (8-8)$$

اگر عبارت شتاب (E_{acc}) بصورت زیر تعریف شود:

$$E_{acc} = \left(\frac{dz}{dP} \right) \left(\frac{dP}{dz} \right)_{acc} = \frac{\rho_s \Delta (V_m^2)}{2 g_c dP} \quad (9-8)$$

در این صورت افت فشار کل جریان از رابطه زیر محاسبه خواهد شد:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right) = \frac{\left(\frac{dP}{dz} \right)_{ele} + \left(\frac{dP}{dz} \right)_f}{1 - E_{acc}} \quad (10-8)$$

۱-۲-۸-۳- روابط تجربی جریانهای دو فازی با در نظر گرفتن لغزش بین فازها و رژیم جریان سیال

در این دسته، روابط تجربی متعددی ارائه شده‌اند که در طراحی خطوط لوله جریان دو فازی قائم، کاربرد دارند.

"Duns-Ros" - روش ۱-۳-۲-۸

رابطه "Duns-Ros" (۱۹۶۳) نتیجه یک مطالعه آزمایشگاهی همه جانبه‌ای است که در آن، مقدار مایع تجمع یافته و تغییرات فشار جریان، اندازه‌گیری می‌شود. آنها روابطی برای عدد بدون بعد سرعت لغزش (S) ارائه دادند که با استفاده از آن روابط، سرعت لغزش واقعی (V_s) و مقدار مایع تجمع یافته از رابطه زیر محاسبه می‌شوند:

$$S = V_s \left(\frac{\rho_l}{\sigma_l \cdot g} \right)^{1/25} \quad (11-8)$$

$$V_s = \frac{V_{sg}}{(1 - H_l)} - \frac{V_{sl}}{H_l} \quad (12-8)$$

با استفاده از ترکیب معادلات فوق، H_l از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$H_l = \frac{(V_s - V_m) + \left[(V_m - V_s)^2 + 4V_s V_{sl} \right]^{1/5}}{2 - V_s} \quad (13-8)$$

باید توجه داشت که در این روش برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته و افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع، ابتدا باید نوع رژیم جریان مشخص شود. سپس با استفاده از رابطه مناسب ارائه شده برای محاسبه عدد بدون بعد سرعت لغزش در رژیم جریان مربوطه، مقدار مایع تجمع یافته با استفاده از معادله (۱۳-۸) و افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع مطابق رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{ele} = \frac{g}{g_c} \left[\rho_l H_l + \rho_g (1 - H_l) \right] \quad (14-8)$$

- رژیم جریان حبابی

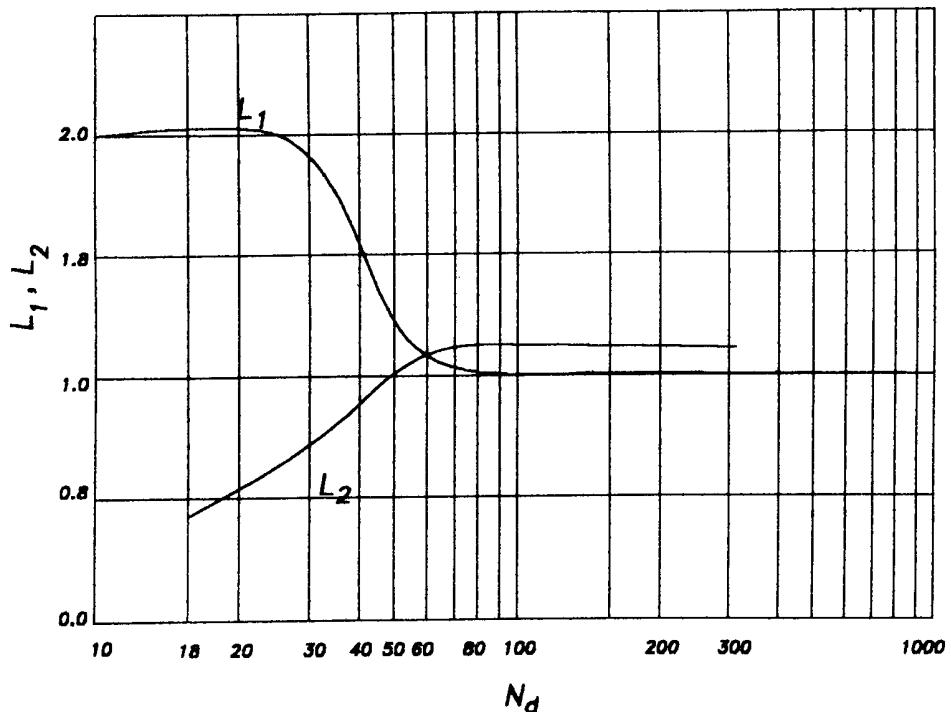
محدودیت برقراری این نوع رژیم جریان، برقراری شرایط زیر می‌باشد:

$$0 \leq N_{gV} \leq L_1 + L_2 N_{lV} \quad (15-8)$$

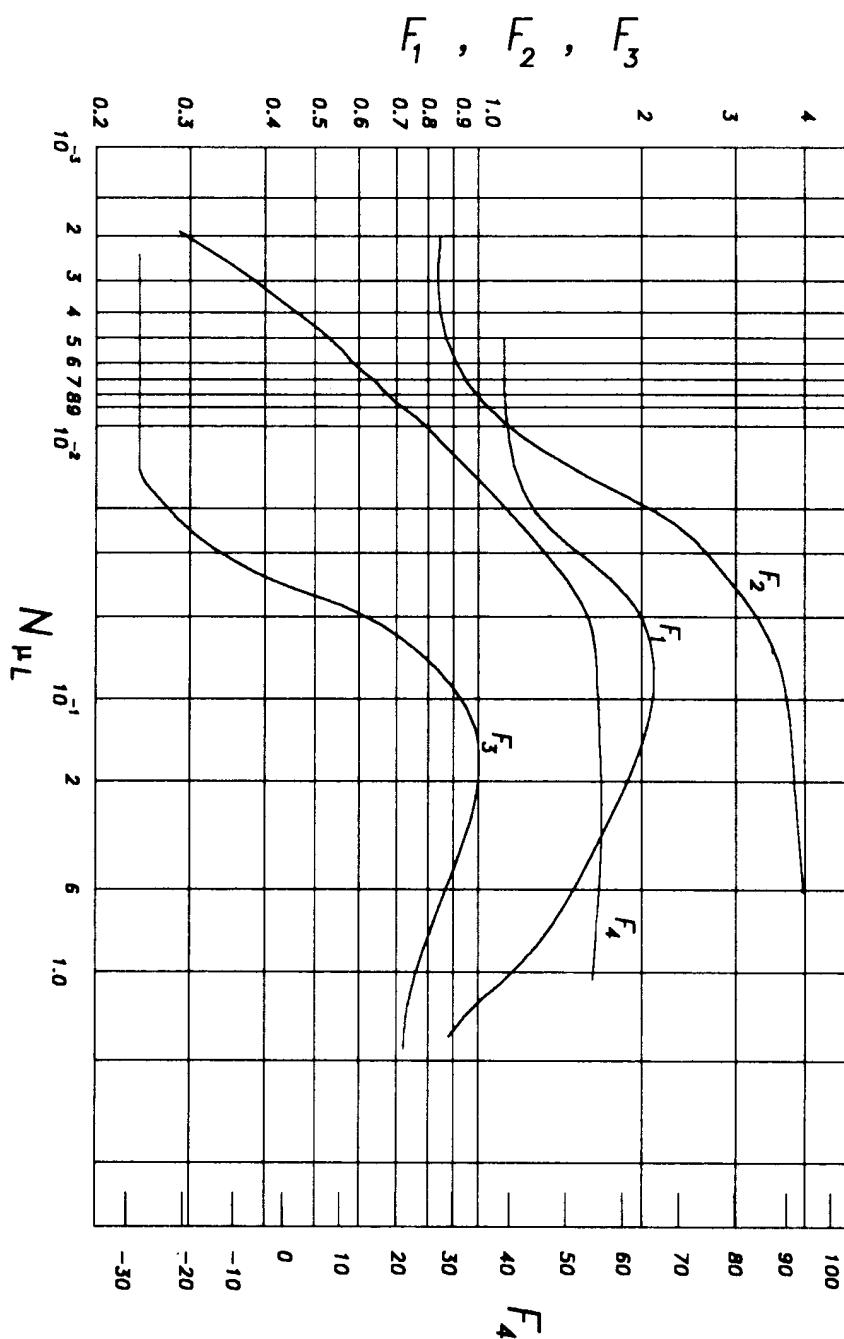
بطوری که اعداد بدون بعد L_1 و L_2 با استفاده از شکل (۷-۸) و مشخص بودن عدد بدون بعد قطر لوله (N_d)، تعیین می‌شوند. در این حالت، عدد بدون بعد سرعت لغزش از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$S = F_1 + F_V N_{IV} + \left(F_V - \frac{F_V}{N_d} \right) \left(\frac{N_{gV}}{1 + N_{IV}} \right)^2 \quad (16-8)$$

مقادیر F_1 و F_2 و F_3 و F_4 با استفاده از شکل (۸-۸) و عدد بدون بعد گرانتروی مایع، N_{μ_1} ، مشخص می‌شوند.



شکل ۷-۸: تعیین مقادیر اعداد بدون بعد رژیم جریان حبابی در روش "Duns-Ros" (۱۹۶۳)



شکل ۸-۸: تعیین مقادیر اعداد بدون بعد محاسبه سرعت لغزش رژیم جریان حبابی در روش (۱۹۶۳) "Duns-Ros"

- افت فشار ناشی از اصطکاک

در این نوع رژیم جریان برای محاسبه تغییرات فشار ناشی از اصطکاک از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_f = \frac{f_m \rho_l V_{sl} V_m}{2g_c D} \quad (17-8)$$

ضریب f_m با استفاده از اطلاعات آزمایشگاهی، بوسیله رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$f_m = \frac{f_1 f_2}{f_3} \quad (18-8)$$

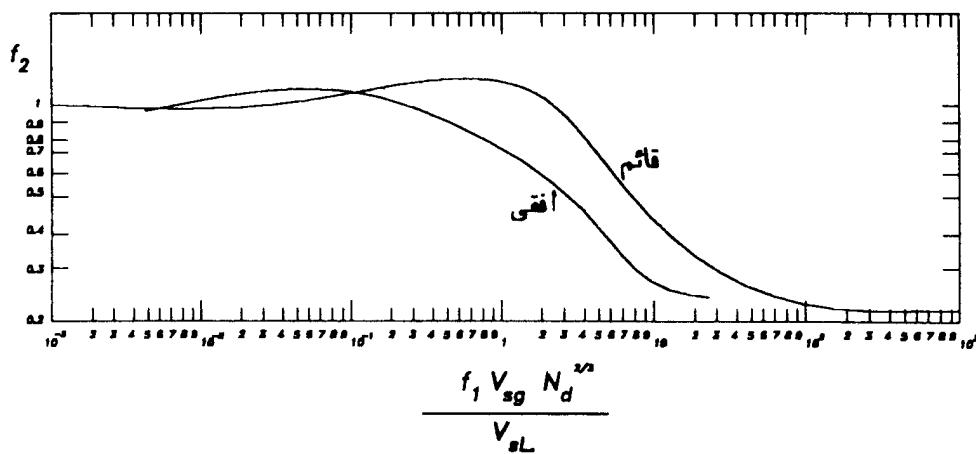
بطوریکه ضریب f با استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴) و عدد رینولدز مایع، تعریف شده در زیر، تعیین می‌شود:

$$N_{Re,l} = \frac{\rho_l V_{sl} D}{\mu_l}$$

ضریب f_2 ، عامل تصحیح کننده گازهای محلول بوده و با استفاده از نمودار (۹-۸) تعیین می‌شود. همچنین ضریب f_3 ، یک ضریب تصحیح اضافی برای گرانزوی مایع و نسبت گاز - مایع موجود، بحساب می‌آید که برای گرانزوی‌های بیشتر از ۵۰ سانتی پواسن، مطرح می‌شود. این ضریب از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$f_3 = 1 + f_1 \left(\frac{V_{sg}}{50 V_{sl}} \right)^{1/5} \quad (19-8)$$

لازم بذکر است که در این نوع رژیم جریان، از افت فشار ناشی از شتاب سیال صرفنظر می‌شود.



شکل ۸-۹: تعیین ضریب تصحیح اصطکاک رژیم جریان حبابی در روش "Duns-Ros" (۱۹۶۳)

- رژیم جریان لخته‌ای

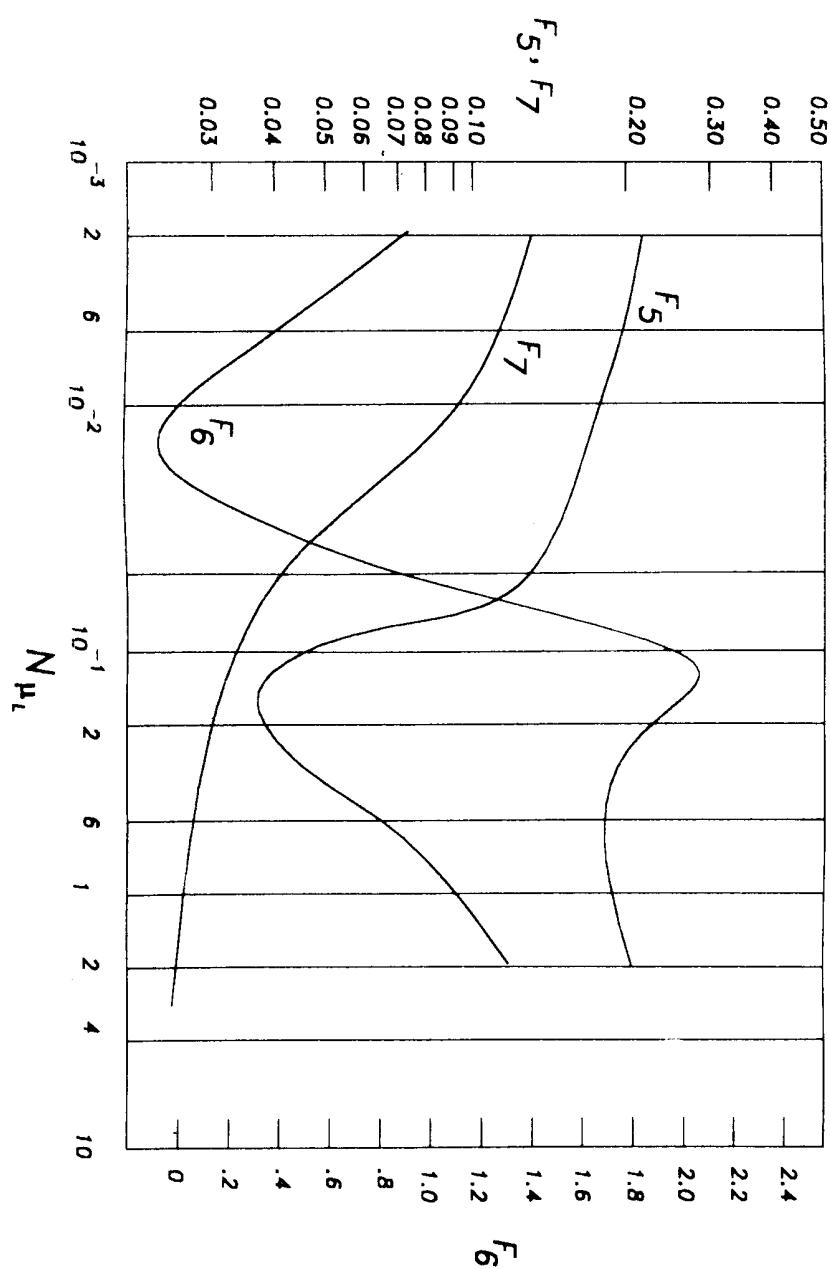
محدودیت برقراری این نوع رژیم جریان، برقراری شرایط زیر می‌باشد:

$$L_1 + L_7 N_{IV} \leq N_{gV} \leq 50 + 36 N_{IV} \quad (20-8)$$

در این حالت، عدد بدون بعد سرعت لغزش از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$S = (1 + F_5) \left[\frac{N_{gV}^{1/982} + 0.29 N_d + F_c}{(1 + F_V N_{IV})^2} \right] \quad (21-8)$$

مقادیر F_5 و F_V و N_d با استفاده از شکل (۱۰-۸) و عدد بدون بعد گرانزوی مایع، تعیین می‌شوند:



شکل ۱۰-۸: تعیین مقادیر اعداد بدون بعد سرعت لغزش رژیم جریان لخته‌ای در روش (۱۹۶۳) "Duns-Ros"

- افت فشار ناشی از اصطکاک

در این نوع رژیم جریان، تغییرات فشار ناشی از اصطکاک، همانند رژیم جریان حبابی محاسبه می‌شود. لازم بذکر است که در این حالت نیز از افت فشار ناشی از شتاب سال، صرفنظر می‌شود.

- رژیم جریان مه آلود

محدودیت برقراری این نوع جریان، برقراری شرط زیر می‌باشد.

$$N_{gv} > 75 + 84 N_{IV}^{1/75} \quad (22-8)$$

در این نوع رژیم جریان، سرعت لغزش بین فازهای گاز و مایع برابر صفر فرض شده و لذا افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع از رابطه زیر، محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{ele} = \frac{g}{g_c} (\rho_l \lambda_l + \rho_g \lambda_g) \quad (23-8)$$

- افت فشار ناشی از اصطکاک

تغییرات فشار ناشی از اصطکاک در این نوع رژیم جریان، تنها براساس وجود فاز گاز، محاسبه می‌شود. عبارت دیگر:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_f = \frac{f \rho_g V_{sg}}{2 g_c D} \quad (24-8)$$

لازم بذکر است که در ناحیه مه آلود، به علت وجود ذرات مایع همراه با گاز، برای افزایش میزان دقت رابطه (24-8) از رابطه زیر برای محاسبه جرم ویژه گاز استفاده می‌شود:

$$\rho_g' = \frac{\rho_g N_{gv}}{75 + 84 N_{IV}^{1/75}} \quad (25-8)$$

همچنین ضریب اصطکاک، f ، با استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴) و عدد رینولدز فاز گاز، تعریف شده در زیر، تعیین می‌شود:

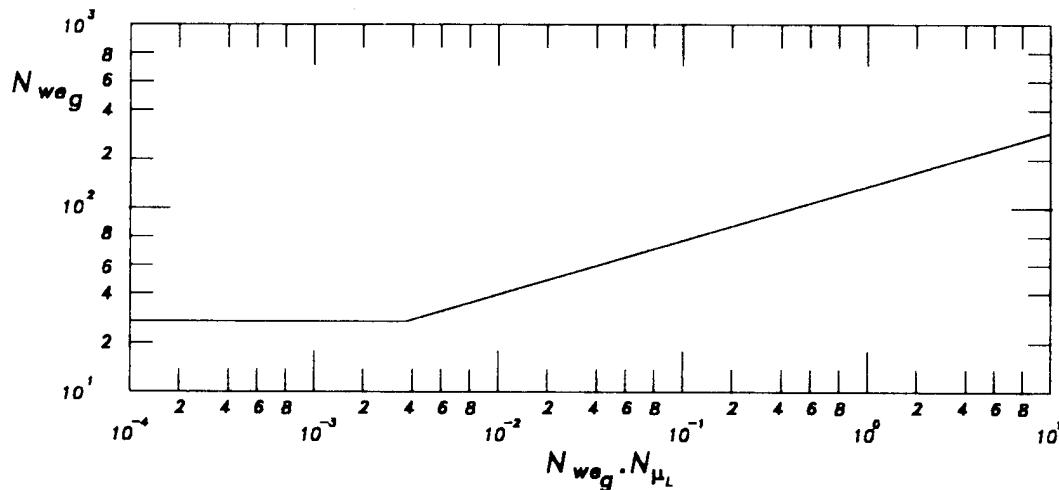
$$N_{Re,g} = \frac{\rho_g V_{sg} D}{\mu_g}$$

در سال ۱۹۶۳، "Duns-Ros" اظهار داشتند که حضور لایه نازک مایع بر روی جداره لوله، باعث افزایش زبری جداره لوله (۴) می‌شود. بطوری که این زبری با عدد بدون بعد و برگاز (N_{weg}) و عدد بدون بعد گرانزوی مایع (N_{μ_l}) در شکل (۱۱-۸) مرتبط شده است.

بعارت دیگر:

$$N_{weg} = \frac{\rho_g V_{sg} \epsilon}{\sigma_{lg}} \quad (26-8)$$

$$N_{\mu_l} = \frac{\mu_l}{\rho_l \sigma_{lg} \epsilon} \quad (27-8)$$



شکل ۱۱-۸: منحنی تغییرات عدد بدون بعد N_{μ_l} بر حسب حاصلضرب $N_{weg} \times N_{\mu_l}$ در رژیم جريان مهآلود ("Duns-Ros", ۱۹۶۳)

کمترین مقدار $\frac{\epsilon}{D}$ ، مربوط به لوله خشک بوده که برای انتقال رژیم جريان از حالت گذرا به لخته‌ای، مقدار آن می‌تواند به عدد ۵/۰ برسد.

باید توجه داشت که برای محاسبه $\frac{\epsilon}{D}$ ، علاوه بر شکل (۱۱-۸)، می‌توان از معادلات زیر استفاده نمود:

$$N_{weg} \cdot N_{\mu_l} \leq 0.1005 : \frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0749 \sigma}{\rho_g V_{sg} D} \quad (28-8)$$

اصول طراحی هیدرولیکی خطوط لوله انتقال جریانهای دوفازی

$$N_{We,g} \cdot N_{\mu_l} > 0.1005 : \frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.3713 \sigma}{\rho_g V_{sg}^2 D} \left(N_{We,g} \cdot N_{\mu_l} \right)^{0.702} \quad (29-8)$$

برای رژیم جریان مهآلود و $0.105 > \frac{\varepsilon}{D}$ ، ضریب اصطکاک را می‌توان با استفاده از رابطه زیر تعیین نمود ("Duns-Ros", ۱۹۶۳):

$$f = 4 \left[\frac{1}{[4 \log(0.27 \varepsilon/D)]^2} + 0.067 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{1/72} \right] \quad (30-8)$$

لازم بذکر است با افزایش ضخامت مایع موجود روی سطح دیواره لوله، سطح مقطع لازم برای عبور گاز کم شده بطوری که در این حالت برای تعیین تغییرات فشار و افت فشار ناشی از اصطکاک بجای D از $(D-\varepsilon)$ و بجای V_{sg} از $\frac{V_{sg} D^2}{(D-\varepsilon)^2}$ استفاده می‌شود. در این حالت، میزان زیری (ε) بروش تکراری سعی و خطأ، قابل محاسبه می‌باشد.

- افت فشار ناشی از شتاب

در این نوع رژیم جریان، افت فشار ناشی از شتاب سیال از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{acc} = E_{acc} \left(\frac{dP}{dz} \right) \quad (31-8)$$

که در آن:

$$E_{acc} = \frac{V_m V_g \rho_n}{g_c P} \quad (32-8)$$

در این صورت افت فشار کل جریان از رابطه زیر محاسبه خواهد شد:

$$\frac{dP}{dz} = \frac{\left(\frac{dP}{dz} \right)_{ele} + \left(\frac{dP}{dz} \right)_f}{1 - E_{acc}} \quad (33-8)$$

- رژیم جریان گذرا (انتقالی)
محدودیت برقراری این نوع رژیم جریان از رابطه زیر تعیین می شود:

$$50 + 36 N_{IV} < N_{gV} < 75 + 84 N_{IV}^{1/75} \quad (34-8)$$

در سال ۱۹۶۳، "Duns-Ros" برای محاسبه تغییرات فشار در این نوع رژیم جریان، از روش میانیابی خطی بین مرزهای رژیمهای جریان لخته‌ای و مه آلود، بصورت زیر استفاده نمودند:

$$\frac{dP}{dz} = A \left(\frac{dP}{dz} \right)_{\text{لخته‌ای}} + (1 - A) \left(\frac{dP}{dz} \right)_{\text{مه آلود}} \quad (35-8)$$

$$A = \frac{75 + 84 N_{IV}^{1/75} - N_{gV}}{25 + 84 N_{IV}^{1/75} - 36 N_{IV}} \quad (36-8)$$

که در آن:

۲-۳-۲-۸ - روش Orkiszewski

معمولًا از روش Orkiszewski (۱۹۶۷) برای محاسبه افت فشار چاههای نفتی استفاده می شود. این روش براساس اطلاعات واقعی حاصل از میدان نفتی، توسعه یافته و شامل یک بررسی کلی از روابط تجربی مختلف می باشد.

در سال ۱۹۶۷، Orkiszewski روابط تجربی مختلفی را با ۱۴۸ داده میدانی، حاصل از شرایط مختلف، پیش‌بینی نمود و نتیجه گرفت که هیچ روشی به تنهایی نمی تواند دقت کافی برای تمام شرایط جریان داشته باشد. وی با تجزیه و تحلیل روابط تجربی مختلف، به این نتیجه رسید که برای رژیم جریان مه آلود از روش "Duns-Ros" (۱۹۶۳)، برای رژیم جریان حبابی از روش "Griffith-Wallis" (۱۹۶۱) و برای رژیم جریان لخته‌ای از روش اصلاح شده "Griffith-Wallis" (۱۹۶۱) می توان استفاده نمود. در این روش، برای محاسبه مقادیر مایع تجمع یافته و افت فشار، ابتدا باید نوع رژیم جریان را مشخص نمود. سپس تغییرات فشار را برای هر نوع رژیم جریان دو فازی، محاسبه نمود.

- جریان حبابی

محدودیت برقراری این نوع رژیم جریان از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$\lambda_g < [1/0.71 - (0/2218 V_m^2/D)] \quad (37-8)$$

در این حالت مقدار مایع تجمع یافته از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$H_l = 1 - \frac{1}{2} \left\{ 1 + \frac{V_m}{V_s} - \left[\left(1 + \frac{V_m}{V_s} \right)^2 - \frac{4V_{sg}}{V_s} \right]^{1/5} \right\} \quad (38-8)$$

مقدار سرعت لغزش بین فازهای گاز و مایع (V_s) برابر $10 ft/sec$ در نظر گرفته می‌شود. در این نوع رژیم جریان، افت فشار ناشی از اصطکاک براساس فاز مایع محاسبه می‌شود. به عنبارت دیگر:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_f = \frac{f \rho_l V_l^2}{2 g_c D} \quad (39-8)$$

ضریب اصطکاک، f ، با استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴) و عدد رینولدز مایع ($N_{Re,l}$)، تعیین می‌شود.

- جریان لخته‌ای

محدودیتهای برقراری رژیم جریان لخته‌ای برقراری توأم شرایط زیر می‌باشد:

$$\lambda_g > [1/0.71 - (0/2218 V_m^2/D)] \quad (40-8)$$

$$N_{gV} < (50 + 36 N_{lV}) \quad (41-8)$$

در این نوع جریان، جرم ویژه جریان دو فازی از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\rho_m = [\rho_l(V_{sl} + V_b) + \rho_g V_{sg}] / (V_m + V_b) + \rho_l \delta \quad (42-8)$$

در رابطه فوق، سرعت حباب (V_b) از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

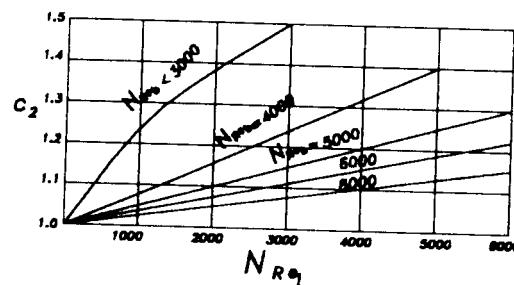
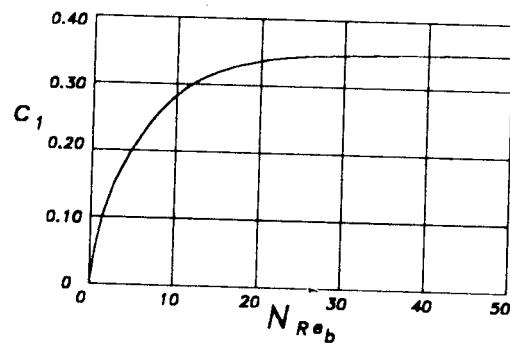
$$V_b = C_1 C_2 (gD)^{1/5} \quad (43-8)$$

که در آن رابطه، C_1 و C_2 بترتیب تابعی از عدد رینولدز حباب ($N_{Re,b}$) و عدد رینولدز مایع ($N_{Re,l}$) بوده و با استفاده از شکل (۱۲-۸)، تعیین می‌شوند.

$$N_{Re,b} = \frac{\rho_l V_b D}{\mu_l} \quad \text{بطوری که:}$$

$$N_{Re,l} = \frac{\rho_l V_m D}{\mu_l}$$

باید توجه داشت که ارزیابی V_b از شکل (۱۲-۸)، احتیاج به یک روش تکراری سعی و خطا دارد. اولین حدس مناسب برای V_b با استفاده از رابطه $0.05(gD)^{1/5}$ محاسبه می‌شود.



شکل ۱۲-۸: تعیین ضرایب C_1 و C_2 برای محاسبه سرعت حباب توسط "Griffith-Wallis" (۱۹۶۱)

لازم به ذکر است برای محاسبه V_b ، علاوه بر استفاده از شکل (۱۲-۸)، می‌توان از روابط زیر نیز

استفاده کرد:

$$N_{Re,b} \leq ۳۰۰۰ : V_b = (۰/۵۴۶ + \lambda/\sqrt{۴ \times ۱۰^{-۹}} N_{Re,l}) (gD)^{1/5} \quad (۴۴-\lambda)$$

$$۳۰۰۰ < N_{Re,b} < ۸۰۰۰ : V_b = \frac{۱}{\lambda} \left[Z + \left(Z^r + \frac{۱۳/۵۹ \mu_l}{\rho_l D^{1/5}} \right)^{1/5} \right] \quad (۴۵-\lambda)$$

که در آن:

$$Z = (۰/۲۵۱ + \lambda/\sqrt{۴ \times ۱۰^{-۹}} N_{Re,l}) (gD)^{1/5}$$

$$N_{Re,b} \geq ۸۰۰۰ : V_b = (۰/۳۵ + \lambda/\sqrt{۴ \times ۱۰^{-۹}} N_{Re,l}) (gD)^{1/5} \quad (۴۶-\lambda)$$

در رابط (۴۲-\lambda) مقدار δ با توجه به معادلات زیر که بستگی به سرعت مخلوط جریان دو فازی (V_m) و نوع فاز پیوسته دارند، محاسبه می شود:

معادله δ	سرعت مخلوط (ft/sec)	فاز مایع پیوسته
(۴۷-\lambda)	< ۱۰	آب
(۴۸-\lambda)	> ۱۰	آب
(۴۹-\lambda)	< ۱۰	نفت
(۵۰-\lambda)	> ۱۰	نفت

$$\delta = (۰/۰۱۳ \log \mu_l)/D^{1/۳۸} - ۰/۶۸۱ + ۰/۲۳۲ \log V_m - ۰/۴۲۸ \log D \quad (۴۷-\lambda)$$

$$\delta = (۰/۰۴۵ \log \mu_l)/D^{1/۷۹۹} - ۰/۷۰۹ - ۰/۱۶۲ \log V_m - ۰/۸۸۸ \log D \quad (۴۸-\lambda)$$

$$\delta = [۰/۰۱۲۷ \log (\mu_l + ۱)]/D^{1/۴۱۵} - ۰/۲۸۴ + ۰/۱۶۷ \log V_m + ۰/۱۱۳ \log D \quad (۴۹-\lambda)$$

$$\delta = [۰/۲۷۴ \log (\mu_l + ۱)]/D^{1/۳۷۱} + ۰/۱۶۱ - \log V_m [(۰/۰۱ \log (\mu_l + ۱))/D^{1/۵۷۱} + ۰/۳۷۹ + ۰/۶۳ \log D] + ۰/۵۶۹ \log D \quad (۵۰-\lambda)$$

مقدار δ بصورت زیر محدود شده است. بطوریکه محدودیتهای زیر برای عدم پیوستگی فشار در معادلات δ در نقطه $V_m = 10$ می‌باشد:

$$V_m < 10 \quad : \quad \delta \geq -0.065 V_m \quad (51-8)$$

$$V_m > 10 \quad : \quad \delta \geq \left[\frac{-V_b}{V_m + V_b} \left(1 - \frac{\rho_m}{\rho_l} \right) \right] \quad (52-8)$$

همچنین در این نوع رژیم جریان، تغییرات فشار ناشی از اصطکاک از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_f = \frac{f \rho_l V_m^2}{2g_c D} \left[\frac{V_{sl} + V_b}{V_m + V_b} + \delta \right] \quad (53-8)$$

ضریب اصطکاک f ، با استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴) و عدد رینولدز مایع، تعریف شده در زیر، تعیین می‌شود:

$$N_{Re,l} = \frac{\rho_l V_m D}{\mu_l}$$

- جریان حلقوی - مهآلود

محدودیت برقراری این نوع رژیم جریان از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$N_{gV} > (75 + 84 N_{lV})^{1/75} \quad (54-8)$$

در این حالت برای محاسبه افت فشار از روش "Duns-Ros" (۱۹۶۳) در مورد رژیم جریان حلقوی - مهآلود، استفاده خواهد شد.

- جریان گذرا (انتقالی)

محدودیتهای برقراری این نوع رژیم جریان بصورت زیر، ارائه می‌شوند:

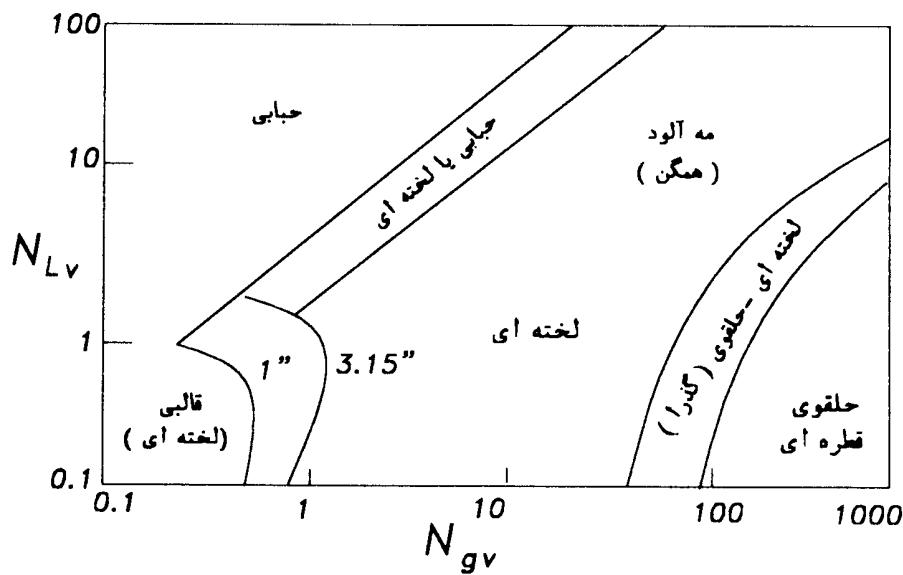
$$(50 + 36 N_{lV})^{1/75} < N_{gV} < (75 + 84 N_{lV})^{1/75} \quad (55-8)$$

در این حالت نیز همانند روش "Duns-Ros" (۱۹۶۳) برای محاسبه افت فشار جریان، از روش

میانیابی خطی در حد فاصل رژیمهای جریان مه آلود و لخته‌ای استفاده می‌شود.

"Chierici-Ciucci-Sclocehi" - روش ۳-۲-۸

روش ارائه شده توسط Chierici و همکاران (۱۹۷۳)، همانند روش Orkiszewski (۱۹۶۷) بوده با این تفاوت که در روش آنها، اصلاحیه‌ای برای رژیم جریان لخته‌ای نیز در نظر گرفته شده است. در این روش برای محاسبه مقادیر مایع تجمع یافته و افت فشار، ابتدا توسط شکل (۱۳-۸)، نوع رژیم جریان دو فازی مشخص شده و سپس تغییرات فشار برای هر نوع رژیم جریان، محاسبه می‌شود.



شکل ۱۳-۸: محدوده رژیمهای جریان دو فازی در روش Chierici و همکاران (۱۹۷۳)

- جریان لخته‌ای

محدودیت برقراری این نوع رژیم جریان همانند محدودیت ارائه شده در روش Orkiszewski

(۱۹۶۷) می‌باشد.

برای محاسبه مقدار مایع تجمع یافته و افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع در این روش، Chierici و همکاران (۱۹۷۳) رابطه زیر را ارائه نمودند:

$$H_l = 1 - \left[V_{sg} / (V_m + V_b) \right] \quad (56-8)$$

بطوری که سرعت حباب (V_b) بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$V_b = C_1 C_2 (gD)^{1/5} \quad (57-8)$$

در رابطه فوق، C_1 تابعی از عدد رینولدز حباب ($N_{Re,b}$) بوده که با استفاده از شکل (۱۲-۸) تعیین می‌شود. C_2 نیز تابعی از عدد رینولدز مایع ($N_{Re,l}$) می‌باشد که با استفاده از شکل (۱۴-۸) مشخص می‌شود. باید توجه داشت که مقدار C_2 در شکل (۱۴-۸)، برای $N_{Re,l} > 6000$ می‌تواند با استفاده از رابطه زیر نیز محاسبه شود:

$$C_2 = \frac{1}{1 - (0.2 V_m / V_b)} \quad (58-8)$$

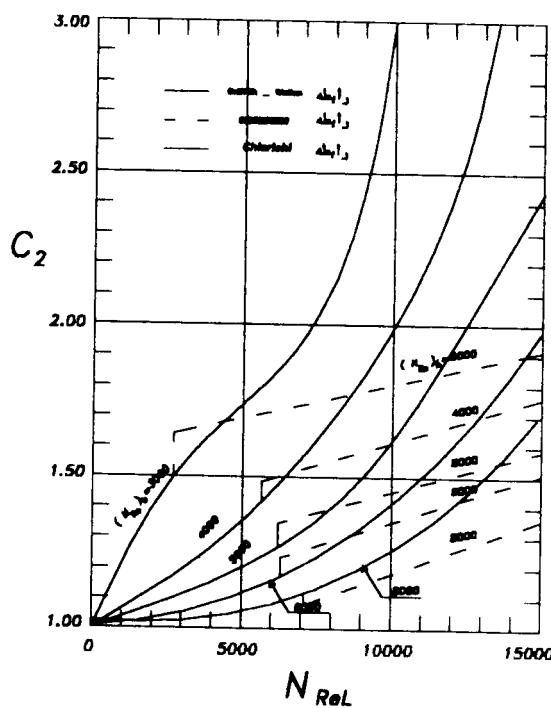
همچنین لازم بذکر است که تابع C_2 مربوط به روش Chierici و همکاران (۱۹۷۳) با تابع C_2 مربوط به روش Orkiszewski (۱۹۶۷)، در شکل (۱۴-۸) مورد مقایسه قرار گرفته است.

- افت فشار ناشی از اصطکاک

در این رژیم جریان، تغییرات فشار ناشی از اصطکاک جریان از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_f = \frac{f \rho_l H_l V_m^2}{2 g_c D} \quad (59-8)$$

بطوریکه ضریب اصطکاک، f ، با استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴) و عدد رینولدز مایع ($N_{Re,l}$) تعیین می‌شود.



شکل ۱۴-۸: تعیین مقدار C_2 مربوط به روش Chierici و همکاران (۱۹۷۳)

"Aziz-Govier-Fogarasi" ۴-۳-۲-۸

روش Aziz و همکاران (۱۹۷۲) قبل از این که با داده‌های آزمایشی ارتباط داشته باشد، براساس مکانیزم‌های انتقال مرزهای رژیمهای جریان می‌باشد. در این روش، محاسبه مقادیر مایع تجمع یافته و افت فشار، وابسته به رژیم جریان می‌باشد بنابراین ابتدا باید نوع رژیم جریان را تشخیص داد. لازم بذکر است در این روش، در مورد رژیمهای جریان حبابی و لخته‌ای، تاثیر انرژی جنبشی ناچیز فرض شده و بنابراین، افت فشار کلی جریان برابر مجموع افت فشارهای ناشی از تغییرات ارتفاع و اصطکاک جریان می‌باشد همچنین در رژیم جریان حلقوی - مه آلود، معادلات موازنۀ اندازه حرکت برای ارزیابی افت فشار جریان، مورد استفاده قرار گرفته و تاثیر عبارت شتاب ناچیز فرض می‌شود. لازم به ذکر است که در این روش برای محاسبه افت فشار موجود در رژیم جریان گذرا، از روش میانیابی ارائه شده توسط "Duns-Ros" (۱۹۶۳) استفاده می‌شود.

- رژیم جریان حبابی

در این حالت، افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع (هیدرواستاتیکی)، با استفاده از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{ele} = \frac{g}{g_c} \left[\rho_l H_l + \rho_g (1 - H_l) \right] \quad (60-8)$$

که در آن:

$$H_l = 1 - \frac{V_{sg}}{V_{bf}} \quad (61-8)$$

بطوری که سرعت بالارونده حبابها گازی در یک جریان متلاطم ریزان مایع (V_{bf}) از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$V_{bf} = 1/2(V_{sl} + V_{sg}) + V_{bs} \quad (62-8)$$

همچنین سرعت بالا رونده حبابها در مایع ساکن (V_{bs}) با استفاده از رابطه زیر، تعیین می شود:

$$V_{bs} = 1/41 \left[\frac{\sigma_l g(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l} \right]^{1/25} \quad (63-8)$$

- افت فشار ناشی از اصطکاک

با در نظر گرفتن این که در جریان حبابی، فاز مایع در تماس با دیواره لوله می باشد، تغییرات فشار ناشی از اصطکاک از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_f = \frac{f \rho_s V_m^2}{2g_c D} \quad (64-8)$$

بطوریکه ضریب اصطکاک f با استفاده از نمودار Moody (1944) و عدد رینولدز مایع، تعریف شده در ذیل، محاسبه می شود:

$$N_{Re,l} = \frac{\rho_l V_m D}{\mu_l}$$

- رژیم جریان لخته‌ای

محاسبات مربوط به تعیین مقادیر مایع تجمع یافته و افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع در این نوع رژیم جریان، همانند رژیم جریان حبابی می‌باشد. با این تفاوت که در این رژیم جریان سرعت بالا رونده حبابهای بزرگ (حبابهای *Taylor*) از درون سیال ساکن (V_{bs}) با استفاده از رابطه زیر، محاسبه می‌شود:

$$V_{bs} = C \left[\frac{gD(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l} \right]^{1/5} \quad (65-8)$$

که در آن:

$$C = 0.345 \left[1 - EXP(-0.029N'_{\mu_l}) \right] \left[1 - EXP\left(\frac{3/37 - N_{Eo}}{m}\right) \right] \quad (66-8)$$

بطوری که عدد گرانزوی مایع ساکن (N'_{μ_l}) از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$N'_{\mu_l} = \frac{[D^r g \rho_l (\rho_l - \rho_g)]^{1/5}}{\mu_l} \quad (67-8)$$

همچنین مقدار m بصورت زیر تعیین می‌شود:

$\frac{N'_{\mu_l}}{250}$	$\frac{m}{10}$
$18 < N'_{\mu_l} < 250$	$69 N'_{\mu_l}^{1.75}$
≤ 18	25

لازم بذکر است که عدد بدون بعد N_{Eo} ، $Eotvos$ ، بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$N_{Eo} = \frac{gD^r(\rho_l - \rho_g)}{\sigma_l} \quad (68-8)$$

در این نوع رژیم جریان، مقدار گاز تجمع یافته، H_p ، براساس این فرضیه که فاز گاز داخل فاز مایع نشده باشد، محاسبه می‌شود. با این وجود، این روش می‌تواند با در نظر گرفتن کسر حجمی

فاز گاز در لخته های مایع (H_{gs}) ببود یابد، بطوری که:

$$H_{gs} = H_g^{1/\gamma} \quad (69-\wedge)$$

از طرفی برقراری یک موازن حجمی برای فاز گاز در سیستم حبابهای گاز - لخته های مایع، منتج به رابطه زیر می شود:

$$H_g(\pi D^{\gamma}/4) (L_s + L_b) = Q_b + H_{gs} (\frac{\pi D^{\gamma}}{4} \times L_s) \quad (70-\wedge)$$

در رابطه فوق، طول لخته مایع (L_s) و حجم حباب *Taylor* (Q_b) از روابط زیر محاسبه می شوند:

$$L_s = 1.0 D \quad (71-\wedge)$$

$$Q_b = (\frac{\pi D^{\gamma}}{4}) (0.913 L_b + 0.526 D) \quad (72-\wedge)$$

بنابراین طول حباب گاز (L_b) با معلوم بودن مقادیر H_g و D از رابطه (70- \wedge) محاسبه می شود. در نهایت برای محاسبه افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع در این حالت، از رابطه زیر استفاده می شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{ele} = \frac{g_c}{g_s} \left(\frac{\rho_g L_b + \rho_s L_s}{L_b + L_s} \right) \quad (73-\wedge)$$

بطوریکه جرم ویژه لخته مایع (ρ_s) از رابطه زیر تعیین می شود:

$$\dot{\rho}_s = \rho_l (1 - H_{gs}) + \rho_g H_{gs} \quad (74-\wedge)$$

- افت فشار ناشی از اصطکاک

محاسبه تغییرات فشار ناشی از اصطکاک در اینحالت، اساساً بدلیل وجود لخته های مایع بوده که با استفاده از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_f = \frac{\rho_s f \left[\frac{L_s}{L_b + L_s} \right] V_m^{\gamma}}{\gamma g_c D} \quad (75-\wedge)$$

در رابطه فوق، جرم ویژه لخته مایع با استفاده از رابطه (۷۴-۸) تعیین شده و همچنین ضریب اصطکاک، که با استفاده از نمودار Moody (۱۹۴۴) و عدد رینولدز مایع مشخص می‌شود. باید توجه داشت که برای محاسبه افت فشار ناشی از اصطکاک، در این نوع رژیم جریان، می‌توان از رابطه ساده شده زیر نیز استفاده نمود:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \frac{f \rho_l H_l V_m^2}{2g_c D} \quad (76-8)$$

- رژیم جریان حلقوی - مه آلود

در این حالت، داده‌های میدانی برای انجام محاسبات نسبت نرخ حجمی مایع در لایه ریزان (\dot{Q}_l) به نرخ حجمی کل مایع (\dot{Q}_f) مورد استفاده قرار گرفت بطوری که نتایج حاصله بصورت زیر ارائه می‌شوند (Griffith-Wallis, ۱۹۶۱) :

$$\begin{aligned} \dot{Q}_f / \dot{Q}_l &= 1 & ; & V_{sl} \leq 0.1 \text{ ft/sec} \\ \dot{Q}_f / \dot{Q}_l &= : 0.25 V_{sl}^{-1/5} & ; & 0.1 < V_{sl} < 2 \text{ ft/sec} \\ \dot{Q}_f / \dot{Q}_l &= 0.1005 & ; & V_{sl} \geq 2 \text{ ft/sec} \end{aligned}$$

از طرفی برقراری موازنۀ اندازه حرکت برای هسته گازی (با صرفنظر نمودن تاثیر شتاب سیال) منتج به رابطه زیر می‌شود:

$$\frac{dP}{dz} = \left(\frac{g}{g_c}\right)\rho_s + \frac{f_c \rho_c V_c^2}{2g_c (D - 2\delta)} \quad (77-8)$$

در رابطه فوق، جرم ویژه و سرعت هسته گازی (V_c , ρ_c) با استفاده از روابط زیر تعیین می‌شوند:

$$\rho_c = (\rho_g \dot{Q}_g + \rho_l \dot{Q}_e) / (\dot{Q}_g + \dot{Q}_e) \quad (78-8)$$

$$V_c = 4(\dot{Q}_g + \dot{Q}_e) / \pi(D - 2\delta)^2 \quad (79-8)$$

در روابط فوق، (\dot{Q}_e) نرخ حجمی مایع داخل شده به درون هسته گازی می‌باشد. بطوری که:

$$\dot{Q}_e + \dot{Q}_f = \dot{Q}_l \quad (80-8)$$

در معادله (۷۷-۸)، δ ضخامت لایه مایع بوده و همچنین ضریب اصطکاک هسته گازی (f_c) از

رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$f_c = (0.0014 + 0.125 N_{Re,c}^{-0.72}) (1 + \frac{300\delta}{D}) \quad (81-8)$$

که در آن:

$$N_{Re,c} = \frac{\rho_c V_c D}{\mu_c}$$

از طرفی در این رژیم جریان با برقراری یک موازنۀ اندازه حرکت کلی برای جریان (باصرفنظر کردن تأثیر شتاب سیال) می‌توان نوشت:

$$\frac{dP}{dz} = \frac{g}{g_c} [\rho_l(1 - H_c) + \rho_c H_c] + \frac{f_f \rho_l V_f^2}{2g_c D} \quad (82-8)$$

بطوریکه کسر مساحت سطح مقطع اشغال شده توسط هسته گازی (H_c) با استفاده از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$H_c = \frac{(D - 2\delta)^2}{D^2} \quad (83-8)$$

همچنین سرعت لایه مایع (V_f) از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$V_f = \frac{4\dot{Q}_f}{\pi D^2 (1 - H_c)} \quad (84-8)$$

ضریب اصطکاک لایه مایع (f_f) نیز با استفاده از روابط زیر محاسبه می‌شود:

$$f_f = 24 / N_{Re,f} \quad ; \quad N_{Re,f} \leq 2100 \quad (85-8)$$

$$f_f = 0.0913 N_{Re,f}^{-0.72} \quad ; \quad N_{Re,f} > 2100 \quad (86-8)$$

بطوری که عدد رینولدز لایه مایع ($N_{Re,f}$) با استفاده از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$N_{Re,f} = \frac{\rho_l V_{slf} D}{\mu_l}$$

در رابطه فوق، V_{slf} ، سرعت ظاهری لایه مایع می‌باشد.

۳-۸- جریانهای دوفازی قائم روبه پایین

بکارگیری مفهوم جریان دوفازی قائم رو به پایین در صنعت نفت، معمولاً به تجزیه و تحلیل

جریان در موارد زیر مطرح می‌شود:

۱- تزریق بخار آب درون چاههای نفتی

۲- چاههای نفتی که درون آنها گاز تزریق شده بطوری که با افزاش فشار گاز، گاز تبدیل به مایع می‌شود.

۳- جریان دوفازی درون لوله‌هایی که از سمت سکوهای استخراج دریابی به کف دریا متصل می‌شوند.

در هنگام مطرح شدن این نوع جریانها باید توجه داشت که در اینحالت، فشار هیدرواستاتیکی در راستای جریان، افزایش می‌باید ولیکن افت فشار ناشی از اصطکاک، باعث کاهش فشار در جهت جریان می‌شود. بنابراین معادله کلی افت فشار برای این نوع جریانها را می‌توان بصورت زیر بیان نمود:

$$\frac{dP}{dz} = - \left(\frac{dP}{dz} \right)_{ele} + \left(\frac{dP}{dz} \right)_f + \left(\frac{dP}{dz} \right)_{acc} \quad (87-8)$$

همچنین از آنجائیکه مقدار مایع تجمع یافته در حالت جریان روبه پایین بسیار کمتر از مقدار مذکور در حالت جریان روبه بالا می‌باشد، بنابراین هیچکدام از روابط تجربی موجود برای جریانهای دوفازی رو به بالا را نمی‌توان برای جریانهای دوفازی رو به پایین مورد استفاده قرار داد. شایان ذکر است تنها روشی که استفاده از آن امروزه برای این نوع جریانها مطرح می‌شود، روش "Beggs-Brill" (۱۹۷۳) می‌باشد بطوریکه در این روش، رابطه موجود جهت تعیین مقدار مایعات تجمع یافته تابعی از شبیه خط لوله می‌باشد. لازم بذکر است که صحت استفاده از این روش تاکنون برای جریانهای دوفازی قائم رو به پایین با اطلاعات تجربی و واقعی، مورد ارزیابی و بررسی قرار نگرفته است.

۴-۸- ارزیابی روش‌های پیش‌بینی کننده افت فشار

تنها روش صحیح ارزیابی روابط تجربی پیش‌بینی افت فشار جریانهای دوفازی، مقایسه

تغییرات فشار پیش‌بینی شده با مقادیر اندازه‌گیری شده فشار (در چاههای میدانی) می‌باشد. ارزیابی روابط تجربی افت فشار، توسط محققین متعددی انجام گرفته است. تمامی این مطالعات مقایسه‌ای، عموماً برتری روش پیشنهاد شده توسط محقق را با مجموعه داده‌های آزمایشی مورد استفاده در توسعه همان رابطه تجربی، را خاطر نشان می‌سازد.

گروهی از محققین از جمله "Brill-Lawson" (۱۹۷۴) و Vohra و همکاران (۱۹۷۳)، ۹ رابطه تجربی زیر را بطور منطقی با استفاده از داده‌های میدانی حاصل از ۷۲۶ چاه آزمایشی، ارزیابی کردند:

(۱۹۵۲) "Poettmann-Carpenter" - ۱

(۱۹۶۱) "Baxendell - Thomas" - ۲

(۱۹۶۳) "Duns-Ros" - ۳

(۱۹۶۳) "Fancher-Brown" - ۴

(۱۹۶۵) "Hagedorn - Brown" - ۵

(۱۹۶۰) "Orkiszewski" - ۶

(۱۹۷۳) "Beggs-Brill" - ۷

و همکاران (۱۹۷۲) "Aziz" - ۸

و همکاران (۱۹۷۴) "Chierici" - ۹

شش رابطه اول توسط "Lawson-Brill" (۱۹۷۴) و سه رابطه دیگر توسط Vohra و همکاران (۱۹۷۳)، با استفاده از بانک اطلاعاتی تهیه شده از داده‌های حاصل از ۷۲۶ چاه آزمایشی و استفاده از خواص فیزیکی یکسان برای سیال، مورد مقایسه قرار گرفتند.

لازم به ذکر است که تمامی این محققین از روابط تجربی یکسانی برای پیش‌بینی و محاسبه خواص فازها در تمامی این روشها استفاده کرده‌اند. برای مقایسه نتایج حاصل از این بررسی، از پارامترهای میانگین درصد انحراف^۱ (APD) و انحراف استاندارد^۲ (SD) بصورت زیر استفاده می‌شود:

$$APD = \sum_{i=1}^n \frac{e_i}{n} \quad (۸۸-۸)$$

1- Average Percentage Deviation

2- Standard Deviation

$$SD = \left[\sum_{i=1}^n (e_i - APD)^2 / (n-1) \right]^{1/2} \quad (89-8)$$

در آن روابط، n تعداد کل داده‌های مربوط به افت فشار جریان بوده و درصد انحراف، e_i ، از رابطه

زیر تعیین می‌شود:

$$e = 100 \left(\frac{\Delta P_{\text{پیش‌بینی شده}} - \Delta P_{\text{آزمایشی}}}{\Delta P_{\text{آزمایشی}}} \right) \quad (90-8)$$

نتایج حاصل از میزان انحراف هر یک از روشها در جدول (۱-۸) مشخص شده است.

جدول ۱-۸: نتایج انحرافات پیش‌بینی شده روابط تجربی مختلف محاسبه افت فشار

(Lawson-Brill, ۱۹۷۴)

روش مورد استفاده	درصد انحراف میانگین	انحراف استاندارد
Poettman-Carpenter	-۱۰۷/۳	۱۹۵/۷
Baxendell - Thomas	-۱۰۸/۳	۱۹۵/۱
Fancher-Brown	-۵/۵	۳۶/۱
Duns-Ros	-۱۵/۴	۵۰/۲
Hagedorn - Brown	-۱/۳	۲۶/۱
Orkiszewski	-۸/۶	۳۵/۷
Beggs-Brill	-۱۷/۸	۲۷/۶
Aziz و همکاران	+۸/۲	۳۴/۷
Chierici و همکاران	+۴۲/۸	۴۳/۹

با ملاحظه جدول (۱-۸)، ملاحظه می‌شود که تمامی این روشها به استثنای روش Aziz و همکاران (۱۹۷۲)، منجر به پیش‌بینی بیش از اندازه مقادیر افت فشار شده و تنها روش "Hagedorn - Brown" نتایج صحیح و قابل قبولتری نسبت به سایر روشها، ارائه می‌نماید. لازم به ذکر است کمی دوگانگی در این ارزیابی وجود دارد بطوری که از ۷۲۶ داده

آزمایشی، ۳۴۶ داده، جهت توسته رابطه "Hagedorn - Brown" (۱۹۶۵) مورد استفاده قرار گرفته است. همچنین قسمتی از داده‌های مورد استفاده در مطالعه مقایسه‌ای، در توسعه تعدادی از روش‌های دیگر مورد استفاده قرار گرفته است. چنانچه مطالعات بدون دوگانگی انجام شود، در آزمایش‌های مورد مقایسه، فقط باید از اطلاعاتی استفاده شود که میدانی (واقعی) بوده و برای توشه و بوجود آوردن هیچکدام از روابط تجربی دیگر، مورد استفاده قرار نگرفته باشند.

عامل دیگری که دقت هر روش را تحت تاثیر قرار می‌دهد، روابط خاصیت سیال و داده‌های خاصیت جریان می‌باشد بطوری که برای تصحیح دقت انجام محاسبات تغییرات فشار جریان دو فازی، می‌بایست تلاش در انتخاب بهترین روابط خاصیت سیال شده و همچنین تعداد داده‌های میدانی مورد استفاده در مطالعات مقایسه‌ای، بیشتر شوند.

فصل نهم

جريانهای دوفازی پایدار در خطوط لوله انتقال گاز میعانی

۱-۹- مقدمه

طراحی خطوط لوله انتقال گاز میعانی که مقادیر کمی از مایعات را انتقال می‌دهند، به علت کمبود روشهای معتبر پیش‌بینی کننده افت فشار و مقدار مایعات تجمع یافته، پیچیده می‌باشد. همانطوری که در فصول قبل شرح داده شد، اکثر مدلها و روشهای تجربی پیش‌بینی کننده افت فشار و مقدار مایع تجمع یافته در صورت استفاده برای خطوط لوله با قطر بالا، فشار زیاد و مقدار مایع تجمع یافته کمتر از ۱۰٪ (نظیر خطوط انتقال گاز میعانی)، موجب پیدایش خطاهای زیادی در طراحی می‌شوند. علت این امر، وابستگی شدید این مدلها و روشهای به نتایج تجربی و آزمایشگاهی (در فشار کم و مقیاسهای کوچک) می‌باشد. لذا نیاز به یک مدل تحلیلی جدید جهت طراحی دقیق و مناسب خطوط لوله جریانهای دو فازی انتقال گاز میعانی کاملاً محسوس می‌باشد. در این ارتباط، مدل‌های ریاضی متعددی وجود دارد که در این فصل، تنها به معرفی مدل *Mucharam* و همکاران (۱۹۹۰) پرداخته می‌شود.

۲-۹- مدل *Mucharam* و همکاران

برای انجام این مدلسازی از فرضیات زیر استفاده می‌شود:

- مقدار مایع تجمع یافته درون خط لوله ناچیز فرض شده و همچنین به علت بالا بودن

ترح حجمی جریان گاز، الگوی جریان درون خط لوله، الگوی جریان پراکنده در نظر گرفته می‌شود. در این مدل فرض می‌شود که فازهای گاز و مایع از قوانین مکانیک پیوسته تبعیت نمایند.

- قطرات فاز مایع بصورت ذراتی با قطر یکسانی d در نظر گرفته می‌شوند. این فرض، بویژه در معادلات پیوستگی، به جهت محاسبه نیروی دراگ^۱ بین ذرات مایع و فاز پیوسته گاز، مورد استفاده قرار می‌گیرد.
- جریان دو فازی درون خط لوله، یکنواخت بوده و بصورت تک بعدی در جهت جریان در نظر گرفته می‌شود.
- دمای فازهای مایع و گاز در هر نقطه از خط لوله با هم برابر می‌باشد. همچنین فازهای گاز و مایع در هر نقطه از خط در حالت تعادل بوده و رفتار فازی، محاسبات تعادلی و آنتالپی هر یک از فازها براساس معادله حالت تصحیح شده "Peng - Robinson" توسط "Jhaveri - Youngern" (۱۹۸۸) تعیین می‌شوند.

در انجام این مدلسازی، *Mucharam* و همکاران (۱۹۹۰) از معادلات پیوستگی و اندازه حرکت بصورت زیر استفاده نمودند.

۱-۲-۹- معادلات پیوستگی

با در نظر گرفتن پدیده تولید جرم درون سیستم که ناشی از میزان فاز گاز یا تغییر فاز مایع به علت تغییر شرایط عملیاتی درون خط لوله می‌باشد، شکل دیفرانسیلی معادلات پیوستگی برای فازهای گاز و مایع بترتیب بصورت زیر نوشته می‌شوند:

$$\frac{d}{dx} (\rho_g y_g V_g) = \Delta \dot{m}_{lg} \quad (1-9)$$

$$\frac{d}{dx} (\rho_l y_l V_l) = \Delta \dot{m}_{lg} \quad (2-9)$$

در معادلات فوق، y_g و y_l و $\Delta \dot{m}_{lg}$ کسر حجمی در جا^۲ فازهای گاز و مایع و $\Delta \dot{m}_{lg}$ و $\Delta \dot{m}_{lg}$ در

1- *Drag Force*

2- *In-Situ*

پتریب نرخ جریان جرمی ناشی از تغییر گاز به فاز مایع و بالعکس می‌باشد.

۲-۲-۹- معادلات اندازه حرکت

با در نظر گرفتن نیروهای ناشی از اصطکاک، نیروهای دراگ و جاذبه و همچنین انتقال جرم بین فازهای گاز و مایع، معادلات دیفرانسیلی اندازه حرکت برای هر فاز پتریب بصورت زیر نوشته می‌شوند:

$$\frac{d}{dx} (\rho_g y_g V_g) = -y_g \frac{dP}{dx} - F_{dg} - F_{wg} - F_{mg} - y_g \rho_g g \sin\theta \quad (3-9)$$

$$\frac{d}{dx} (\rho_l y_l V_l) = -y_l \frac{dP}{dx} - F_{dl} - F_{wl} - F_{ml} - y_l \rho_l g \sin\theta \quad (4-9)$$

در معادلات فوق، F_{dl} و F_{dg} بتریب نیروهای دراگ بین سطحی موجود روی فازهای گاز و مایع، F_{wl} و F_{wg} بتریب نیروهای اصطکاک ناشی از برخورد جریان با دیواره لوله برای فازهای گاز و مایع و F_{mg} و F_{ml} بتریب نیروهای ناشی از تغییر فاز گاز به مایع و بالعکس می‌باشد. در معادلات فوق الذکر، متغیرهای فشار، کسر حجمی و سرعتهای فاز گاز و مایع، متغیرهای وابسته اولیه می‌باشند بطوریکه برای تعیین هر یک از آنها بایستی از معادلات زیر که ناشی از تلفیق معادلات (۴-۹) الی (۱-۹) می‌باشند، استفاده نمود:

$$(y_g V_g \frac{d\rho_g}{dP}) \frac{dP}{dx} + (y_g \rho_g) \frac{dV_g}{dx} + (\rho_g V_g) \frac{dy_g}{dx} = \Delta m_{gl} \quad (5-9)$$

$$(y_l V_l \frac{d\rho_l}{dP}) \frac{dP}{dx} + (y_l \rho_l) \frac{dV_l}{dx} + (\rho_l V_l) \frac{dy_l}{dx} = \Delta m_{lg} \quad (6-9)$$

$$\left(\frac{y_g V_g}{g} \frac{d\rho_g}{dP} + 144 y_g \right) \frac{dP}{dx} + \left(\frac{y_g \rho_g V_g}{g} \right) \frac{dV_g}{dx} + \left(\frac{\rho_g V_g}{g} \right) \frac{dy_g}{dx} \quad (7-9)$$

$$= -y_g \rho_g \sin\theta - F_{dg} - F_{wg} - F_{mg} \quad (8-9)$$

$$\left(\frac{y_l V_l}{g} \frac{d\rho_l}{dP} + 144 y_l \right) \frac{dP}{dx} + \left(\frac{y_l \rho_l V_l}{g} \right) \frac{dV_l}{dx} + \left(\frac{\rho_l V_l}{g} \right) \frac{dy_l}{dx}$$

$$= - y_l \rho_l \sin\theta - F_{dl} - F_{wl} - F_{ml} \quad (8-9)$$

معادلات فوق الذکر، معادلات اساسی مورد استفاده در مدلسازی هیدرودینامیکی ارائه شده توسط *Mucharam* و همکارانش (۱۹۹۰) می‌باشند بطوری که برای محاسبه متغیرهای مجهول موجود در آن معادلات، بایستی از معادلات محدود کننده زیر نیز استفاده شود:

$$F_{mg} + F_{ml} = 0 \quad (9-9)$$

$$F_{dg} + F_{dl} = 0 \quad (10-9)$$

$$\Delta \dot{m}_{lg} + \Delta \dot{m}_{gl} = 0 \quad (11-9)$$

$$y_g + y_l = 1 \quad (12-9)$$

برای محاسبه متغیرهای مجهول نرخهای جرمی ناشی از تغییر فاز مایع به گاز و بالعکس ($\Delta \dot{m}_{gl}$ و $\Delta \dot{m}_{lg}$) نیز بایستی از روش سعی و خطا استفاده نمود. لازم به ذکر است که معادلات هیدرودینامیکی موجود در این مدلسازی با استفاده از تلفیق روشهای عددی متفاوت، مورد تحلیل و بررسی قرار می‌گیرند.

در ارتباط با دقیقت نتایج حاصل از این مدل و سایر مدلها معرفی شده تاکنون می‌توان به نتایج تحقیقاتی ارائه شده توسط *Mucharam* و همکارانش (۱۹۹۰) مراجعه نمود.

فصل دهم

طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دو فازی ناپایدار

۱-۱۰ - مقدمه

تمامی روابط تجربی و معادلات ریاضی که تاکنون بیان گردید، همگی مختص انجام محاسبات طراحی خطوط لوله انتقال جریانهای دو فازی در شرایط پایدار می‌باشد. لیکن باید توجه داشت که خطوط لوله انتقال نفت و گاز تحت شرایط خاصی در حالت ناپایدار قرار گرفته و لذا استفاده از معادلات و روابط موجود در جریانهای دو فازی پایدار، جهت طراحی خطوط لوله جریانهای دو فازی ناپایدار، صحیح بنظر نمی‌رسد. ناپایداری در خطوط لوله جریانهای دو فازی، می‌تواند بدلیل تغییرات نرخ حجمی جریانهای ورودی، تغییر در فشار خروجی و باز یا بسته نمودن شیرهای خط لوله (شروع^۱ و توقف^۲ عملیات) صورت بگیرد. نشی^۳ موجود در خطوط لوله و عملیات توپکرانی^۴، مثالهای دیگری هستند که بدلیله ناپایداری ناشی از آنها، اندکی سریعتر صورت می‌گیرد. در هر یک از این حالات، جزئیات اطلاعات مربوط به رفتار جریان برای طراح و عملگر^۵ سیستم، از لحاظ اقتصادی و ایمنی، حائز اهمیت است (۱۹۹۴ و ("Minami - Shoham")

-
- 1- Start up
 - 3- Leakage
 - 5- Operator

- 2- Shut Down
- 4- Pigging

در این فصل جهت تعیین پارامترهای لازم در طراحی خطوط لوله جریانهای دو فازی ناپایدار، نظری تعیین تغییرات افت فشار و مقدار مایعات تجمع یافته بر حسب متغیرهای مکان و زمان در طول کل خط لوله، به ارائه و معرفی برخی از مدلها و روشهای مهم مطرح در این زمینه، پرداخته می‌شود. لازم بذکر است که اساس تمامی این مدلها و روشها، استفاده از معادلات پیوستگی جرم، اندازه حرکت و انرژی در شبیه‌سازی و توصیف رفتار اینگونه جریانها می‌باشد. این معادلات با انتخاب یک قطعه مناسب از جریان، برای هر دو فاز گاز و مایع نوشته می‌شوند و سپس با استفاده از مفاهیم بنیادی جریان دو فازی به یکسری از معادلات دیفرانسیل برای توصیف رفتار جریان دوفازی ناپایدار، هدایت می‌شوند. حل کامل این مجموعه از معادلات در حال حاضر به هیچ وجه ممکن نیست لیکن تلاش تمام محققین براین است که با ارائه یک سری فرضیات ساده‌کننده، تعداد این معادلات را حتی الامکان به حداقل رسانده و آن معادلات را بوسیله روشهای ساده عددی، حل نمایند.

"Taitel - Shoham - Brill" ۱۰-۲- مدل

در مدل‌سازی ارائه شده توسط *Taitel* و همکاران (۱۹۸۹) از فرضیات زیر استفاده می‌شود:

- فاز مایع غیرقابل تراکم بوده و انتقال جرم بین دو فاز گاز و مایع، صورت نمی‌پذیرد.
- قطر خط لوله جریان ثابت بوده و هیچ انشعابی ندارد.
- جریان دو فازی داخل لوله در جهت محور افقی خط لوله، بصورت یک بعدی بوده و در طول پدیده ناپایداری، همدمان می‌باشد.
- بدلیل بالا بودن سرعت جریان گاز درون خط لوله، فاز گاز بصورت شبیه پایدار فرض می‌شود.
- معادله اندازه حرکت فاز مایع بصورت شبیه پایدار نوشته می‌شود.
- پیش‌بینی انواع رژیمهای جریان موجود درون خطوط لوله با استفاده از معیارهای انتقال الگوهای جریان، ارائه شده "Taitel - Dukler" (۱۹۷۶)، صورت می‌پذیرد.

با استفاده از فرضیات فوق الذکر، به تشریح سایر جزئیات مدلسازی مذکور پرداخته می‌شود. لیکن قبل از بیان معادلات و روابط موجود برای هر رژیم جریان خاص، ابتدا به توضیح معادله پیوستگی فاز مایع، که در مدلسازی تمامی رژیمهای جریان، شکل یکسانی دارد، پرداخته می‌شود. معادله پیوستگی فاز مایع برای یک قطعه بطول معین Δx از خط لوله، بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$(\rho_l V_l A_l) - (\rho_l V_A A_l) = \frac{\rho_l A_l \Delta x}{\Delta t} \quad (1-10)$$

حرودی

$$\frac{\partial A_l}{\partial t} + \frac{\partial Q_l}{\partial x} = 0 \quad (2-10)$$

همچنین معادله پیوستگی فاز گاز بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$m_g = \rho_g V_g A_g \quad (3-10)$$

لازم بدکار است معادله (2-10)، تابعیت سطح مقطع اشغال شده بوسیله فاز مایع (A_l) را نسبت به متغیرهای زمان و مکان، نشان می‌دهد. بنابراین با تعیین نوع رژیم جریان موجود در داخل خط لوله جریان، به توصیف تابعیت A_l و در نتیجه مقدار مایعات تجمع یافته در هر نوع الگوی جریان خاص، پرداخته می‌شود. سپس تغییرات نرخ حجمی فاز مایع (Q_l) به عنوان تابعی از A_l ، مورد بحث قرار می‌گیرد.

برای محاسبه A_l ، معادله (2-10) بایستی به روش عددی مورد حل واقع شود. برای این منظور، معادله مذکور بصورت زیر نوشته می‌شود (Taitel - ۱۹۸۹ و همکاران):

$$\frac{A_{l_{i,k+1}} - A_{l_{i,k}}}{\Delta t} + \frac{Q_{l_{i,k}} - Q_{l_{i-1,k}}}{\Delta x} = 0 \quad (4-10)$$

معادله (4-10) پدیده ناپایداری را در گره i نسبت به زمان k بررسی می‌کند. بنابراین گره i باید طوری انتخاب شود که جریان ناپایدار بسوی آن گره حرکت نماید. این معادله برای جریانهایی که دارای سرعت ثابت هستند، مورد استفاده قرار می‌گیرد. لیکن در صورت برگشت جریان در داخل خط لوله، که سرعت فاز مایع منفی می‌شود، معادله فوق دیگر قابل استفاده نبوده و معادله

(۴-۱۰) بصورت زیر نوشته می شود (Taitel - ۱۹۸۹ و همکاران):

$$\frac{A_{l_{i,k+1}} - A_{l_{i,k}}}{\Delta t} + \frac{Q_{l_{i+1,k}} - Q_{l_{i,k}}}{\Delta x} = 0 \quad (5-10)$$

نهایا مجھول معادلات (۴-۱۰) و (۵-۱۰)، پارامتر A_l است که با انتخاب مقادیر مناسب Δx و Δt برآحتی محاسبه می شود. لیکن برای انجام سایر محاسبات، احتیاج به تعیین پارامتر Q_l متناظر با مقدار A_l می باشد.

با استفاده از معادلات (۴-۱۰) و یا (۵-۱۰) می توان مقدار Q_l را نسبت به دو متغیر زمان k و متغیر مکان λ محاسبه نمود. بنابراین با تعیین Q_l در یک موقعیت مشخص از زمان و مکان، به مرحله زمانی بعد ($k+1$) مراجعه شده و مقدار A_l در آن زمان و در موقعیت قبلی محاسبه می شود. این محاسبات تا زمانی ادامه می یابند که اختلاف بین مقادیر A_l در مراحل جدید و قدیم، تاچیز شود. در این شرایط، حالت جریان داخل لوله، پایدار فرض می شود و محاسبات به پایان می رستند.

لازم بذکر است ارتباط بین متغیرهای Q_l و A_l شدیداً بستگی به نوع رژیم جریان داخل خط لوله داشته بطوریکه برای هر نوع رژیم جریان، روابط و معادلات ویژه‌ای وجود دارد که نمی توان از آن معادلات در ارتباط با سایر رژیمهای جریان، استفاده نمود در این مدلسازی برای تعیین مقادیر مایعات تجمع یافته و افت فشار در داخل لوله جریان از معادلات ریاضی ارائه شده توسط Taitel و همکاران (۱۹۸۹) برای هر نوع رژیم جریان دو فازی، استفاده می شود. در این قسمت به تشریح جزئیات مدلسازی هر یک از رژیمهای جریان دو فازی، پرداخته می شود.

۱-۲-۱- مدلسازی رژیم جریان لایه‌ای

در این نوع رژیم جریان، معادلات اندازه حرکت برای هر یک از فازهای مایع و گاز بترتیب بصورت زیر نوشته می شوند ("Taitel - Dukler", ۱۹۷۶):

$$-\tau_l s_l + \tau_i s_i - \rho_l A_l g \sin\theta - A_l \frac{dP}{dx} = 0 \quad (6-10)$$

$$-\tau_g s_g - \tau_i s_i - \rho_g A_g g \sin\theta - A_g \frac{dP}{dx} = 0 \quad (V-10)$$

بطوریکه با تلفیق دو معادله فوق الذکر، معادله زیر حاصل می‌شود:

$$\frac{-\tau_l s_l}{A_l} + \frac{\tau_g s_g}{A_g} + \tau_i s_i \left(\frac{1}{A_l} + \frac{1}{A_g} \right) - (\rho_l - \rho_g) g \sin\theta = 0 \quad (A-10)$$

معادله فوق، معادله لازم برای محاسبه مقدار Q_l متناظر با A_l است. بطوریکه با استفاده از روابط و معادلات ارائه شده توسط "Taitel - Dukler" (۱۹۷۶) در مورد جریانهای لایه‌ای، می‌توان مقادیر H_l و A_l را در هر بازه زمانی محاسبه نمود.

۲-۲-۱۰- مدلسازی رژیم جریان حلقوی

در این نوع رژیم جریان، معادلات اندازه حرکت هر یک از فازهای مایع و گاز بترتیب بصورت زیر بوسنه می‌شوند ("Taitel - Dukler", ۱۹۷۶):

$$-\tau_l s_l + \tau_i s_i - \rho_l g \sin\theta - A_l \frac{dP}{dx} = 0 \quad (9-10)$$

$$-\tau_i s_i - \rho_g g \sin\theta - A_g \frac{dP}{dx} = 0 \quad (10-10)$$

بطوریکه با تلفیق معادلات فوق الذکر، می‌توان نوشت:

$$\frac{-\tau_l s_l}{A_l} + \tau_i s_i \left(\frac{1}{A_l} + \frac{1}{A_g} \right) - (\rho_l - \rho_g) g \sin\theta = 0 \quad (11-10)$$

معادله فوق، معادله لازم برای تعیین مقدار Q_l متناظر با A_l می‌باشد. بطوریکه با استفاده از روابط و معادلات ارائه شده توسط "Taitel - Dukler" (۱۹۷۶) در مورد جریانهای حلقوی می‌توان ابتدا مقادیر H_l و A_l و سپس با استفاده از معادلات (۴-۱۰) و یا (۵-۱۰)، مقدار Q_l را در هر موقعیت دلخواه مکانی و در هر بازه زمانی محاسبه نمود.

لازم بذکر است در مدلسازی ارائه شده رژیم‌های جریان لایه‌ای و حلقوی، از آنجا که

معادلات مربوط به تعیین مقدار افت فشار جریان، تابعی از A_1 هستند، لذا با محاسبه A_1 در هر بازه زمانی می‌توان تغییرات فشار جریان را در آن بازه زمانی، محاسبه نمود.

۳-۳-۱۰- مدلسازی رژیم جریان لخته‌ای

همانند حالات قبل، در این رژیم جریان نیز، هدف از مدلسازی، تعیین Q_l متناظر با A_1 بر حسب دو متغیر زمان و مکان می‌باشد. بطوریکه نرخ حجمی میانگین جریان فاز مایع در این رژیم جریان ب استفاده از رابطه زیر قابل محاسبه است (Taitel ۱۹۸۹ - و همکاران):

$$Q_l = AR_s V_s \left(\frac{l_s}{l} \right) - AR_f V_f \left(\frac{l_f}{l} \right) \quad (12-10)$$

در رابطه فوق، R_s موجودی مایع در ناحیه لخته و R_f موجودی مایع در ناحیه فیلم می‌باشد. با انتخاب یک دستگاه مختصات که با سرعت انتقالی V_t با سیستم مدل جریان لخته‌ای حرکت نماید، معادله حاصل از پیوستگی جرم برای فاز مایع بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$R_f (V_t + V_f) = R_s (V_t - V_s) \quad (13-10)$$

بنابراین با تلفیق معادلات (12-10) و (13-10) می‌توان نوشت:

$$Q_l = AH_l V_t - AR_s (V_t - V_s) \quad (14-10)$$

که در آن:

$$H_l = R_s \left(\frac{l_s}{l} \right) + R_f \left(\frac{l_f}{l} \right) \quad (15-10)$$

در رابطه (14-10)، سرعت انتقالی V_t بر حسب سرعت لخته (V_s) از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$V_t = CV_s + V_d \quad (16-10)$$

با در نظر گرفتن تمامی روابط ارائه شده در این رژیم جریان، روش محاسبه Q_l بدین صورت است که ابتدا مقدار V_t محاسبه شده و سپس با استفاده از معادله (14-10)، مقدار Q_l به سادگی محاسبه می‌شود.

برای محاسبه افت فشار در این رژیم جریان، احتیاج به خصوصیات بیشتری از رژیم جریان

لخته‌ای می‌باشد. بطوریکه اگر معادلات اندازه حرکت برای هر دو فاز مایع و گاز، در ناحیه فیلم از این مدل جریان، نوشته شود، با تلفیق آن معادلات می‌توان نوشت:

$$\frac{\tau_f s_f}{A_f} + \frac{\tau_v s_v}{A_v} + \tau_i s_i \left(\frac{1}{A_f} + \frac{1}{A_v} \right) - (\rho_l - \rho_g) g \sin\theta = 0 \quad (17-10)$$

معادله (17-10) همانند معادله مطرح شده در رژیم جریان لایه‌ای، مورد بحث قرار می‌گیرد با این تفاوت که در اینجا، مقدار R مشخص نبوده و بنابراین بایستی معادله فوق الذکر به روش سعی و خطا حل شود. باید توجه داشت که سرعت حرکت جبابها گاز در ناحیه فیلم (V_s) با استفاده از رابطه زیر قابل محاسبه است (Taitel - ۱۹۸۹ و همکاران):

$$V_v A_v - V_f A_f = V_s A \quad (18-10)$$

همچنین در این نوع رژیم جریان، افت فشار کلی جریان از رابطه زیر قابل محاسبه است:

$$\left(\frac{dP}{dx} \right)_s = \left(\frac{dP}{dx} \right)_s + \left(\frac{dP}{dx} \right)_f \quad (19-10)$$

که در آن:

$$\left(\frac{dP}{dx} \right)_s = \frac{-\gamma f_s}{D} \rho_s V_s^2 \left(\frac{l_s}{l} \right) - \rho_s g \sin\theta \left(\frac{l_s}{l} \right) \quad (20-1)$$

$$\left(\frac{dP}{dx} \right)_f = - \left(\frac{\tau_v s_v}{A_v} + \frac{\tau_i s_i}{A_v} + \rho_g g \sin\theta \right) \left(\frac{l_f}{l} \right) \quad (21-1)$$

در رابطه (20-1)، چگالی میانگین لخته (ρ_s) با استفاده از رابطه زیر قابل محاسبه است:

$$\rho_s = \rho_l R_s + \rho_g (1 - R_s) \quad (22-10)$$

۴-۳-۱۰- مدلسازی رژیم جریان حبابی

رژیم جریان حبابی در واقع حالت خاصی از رژیم جریان لخته‌ای است که در آن $R_s = 1$ می‌باشد. همچنین ثابت C معادله (16-10) در این رژیم جریان برابر واحد در نظر گرفته می‌شود. بنابراین با استفاده از همان معادلات مربوطه، می‌توان مقدار Q_1 را در این رژیم جریان،

محاسبه نمود.

مقدار افت فشار در این رژیم جریان نیز از رابطه زیر محاسبه می‌شود (۱۹۸۹ - *Taitel* و همکاران):

$$\frac{dP}{dx} = \frac{-\gamma f_m}{D} \rho_m V_m^2 - \rho_m g \sin\theta \quad (23-10)$$

Minami - Shoham - ۳-۱۰ - مدل

مدل ارائه شده توسط "Minami - Shoham" (۱۹۹۴) جهت طراحی و شبیه‌سازی رفتار خطوط لوله جریانهای دو فازی ناپایدار، دقیقاً همانند مدل ارائه شده *Taitel* و همکاران (۱۹۸۹) می‌باشد با این تفاوت که در این مدل از معیارهای انتقال الگوهای جریان ارائه شده توسط خطوط لوله، استفاده می‌شود. جزئیات بیشتر در این ارتباط توسط همان افراد ارائه شده است.

Taitel - Barnea - ۴-۱۰ - مدل

مدل ارائه شده توسط *Taitel* - *Barnea* (۱۹۹۷)، جهت پیش‌بینی رفتار جریانهای دو فازی ناپایدار درون خطوط لوله انتقال نفت و گاز، دقیقاً همانند مدل ارائه شده *Taitel* و همکاران (۱۹۸۹) می‌باشد. با این تفاوت که در این مدل با در نظر گرفتن شرایط سرعت‌های کم جریان گاز، در نتیجه تجمع گاز درون خط لوله، دیگر نمی‌توان فاز گاز را بصورت شبیه پایدار فرض نمود. بنابراین در این حالت معادله پیوستگی فاز گاز بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$\frac{\partial A_g}{\partial t} + \frac{\partial Q_g}{\partial x} = 0 \quad (24-10)$$

معادله فوق، تابعیت سطح مقطع اشغال شده بوسیله فاز گاز را نسبت به متغیرهای زمان و مکان نشان می‌دهد. بنابراین با تعیین ارتباط بین متغیرهای نرخ حجمی جریان گاز و سطح مقطع اشغال شده بوسیله فاز گاز برای هر نوع رژیم جریان، می‌توان تغییرات نرخ حجمی فاز گاز را در هر موقعیت زمانی و مکانی دلخواه (نظیر تغییرات نرخ حجمی فاز مایع) محاسبه نمود. روش و معادلات مورد استفاده در این مدل دقیقاً همان روش و معادلات موجود مورد

استفاده در مدل ارائه شده توسط *Taitel* و همکاران (۱۹۸۹) می‌باشد برای اطلاع از جزئیات بیشتر این مدل، می‌توان به مقاله ارائه شده توسط همان افراد مراجعه نمود.